



**TUGAS AKHIR – TL141584**

***RISK ASSESSMENT PADA UNIT  
PEMISAH EKSES  $\text{NH}_3$  DAN PENGURAI  
AMMONIUM CARBAMATE DENGAN  
MENGGUNAKAN METODE *RISK  
BASED INSPECTION* API 581***

**HENDRIYA BINAWA GANA  
NRP 2711 100 006**

**Dosen Pembimbing:  
Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc.  
Wikan Jatimurti, S.T., M.Sc.**

**JURUSAN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2015**



**FINAL PROJECT – TL141584**

**RISK ASSESSMENT ON UNIT  
SEPARATOR OF EXCESS NH<sub>3</sub> AND  
DECOMPOSER OF AMMONIUM  
CARBAMATE USING RISK BASED  
INSPECTION API 581**

**HENDRIYA BINAWA GANA  
NRP 2711 100 006**

Advisor:  
Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc.  
Wikan Jatimurti, S.T., M.Sc.

DEPARTMENT OF MATERIALS AND METALLURGICAL  
ENGINEERING  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya  
2015

***RISK ASSESSMENT PADA UNIT PEMISAH EKSES  $\text{NH}_3$   
DAN PENGURAI AMMONIUM CARBAMATE DENGAN  
MENGUNAKAN METODE RISK BASED INSPECTION  
API 581***

**TUGAS AKHIR**

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada

Bidang Studi Korosi Dan Kegagalan Material  
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Material dan Metalurgi  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:

**Hendriya Binawa Gana**  
NRP 2711 100 006

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir:

**Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc.** ..... Pembimbing 1

**Wikan Jatimurti, S.T., M.Sc.** ..... Pembimbing 2



**Surabaya,  
Juli 2015**



**RISK ASSESSMENT PADA UNIT PEMISAH EKSE NH<sub>3</sub>  
DAN PENGURAI AMMONIUM CARBAMATE DENGAN  
MENGUNAKAN METODE RISK BASED INSPECTION  
API 581**

**Nama Mahasiswa** : Hendriya Binawa Gana  
**NRP** : 2711 100 006  
**Jurusan** : Teknik Material dan Metalurgi  
**Dosen Pembimbing** : 1. Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc.  
2. Wikan Jatimurti, S.T., M.Sc.

**Abstrak**

*Penilaian resiko merupakan sebuah kegiatan untuk mendeteksi dan mengevaluasi kemungkinan adanya kerusakan untuk mencegah terjadinya kegagalan yang terjadi pada suatu peralatan atau unit. Risk Based Inspection API 581 metode semi kuantitatif merupakan salah satu metode penilaian resiko dengan pendekatan berbasis resiko untuk memprioritaskan dan merencanakan pemeriksaan. Diawali dengan analisa kualitatif menggunakan metode Failure Modes and Effect Analysis (FMEA), bertujuan mengembangkan mekanisme kegagalan dan mengetahui nilai resiko yang terjadi pada Stripper DA-101. Penilaian resiko menggunakan FMEA dilakukan pada 10 komponen utama Stripper DA-101 antara lain yaitu: Lining Plate, Tube, Swirl, Distributor Plate, Shell, Sieve Tray, CO<sub>2</sub> Distributor Pipe, Tube Sheet Atas, Tube Sheet Bawah dan Support Tray. Analisa tersebut mendapatkan 5 komponen yang layak untuk dilakukan penilaian resiko lebih lanjut menggunakan RBI API 581 untuk mendapatkan tingkat resiko dan interval inspeksi. Dari hasil penilaian resiko menggunakan RBI API 581 menunjukkan bahwa komponen Lining Plate memiliki tingkat resiko Medium-High Risk. Sedangkan komponen Tube, Swirl, Distributor Plate dan Sieve Tray memiliki tingkat resiko Medium Risk. Sehingga interval inspeksi untuk jenis inspeksi Internal adalah 2 tahun dan inspeksi External adalah 1 bulan.*

**Kata Kunci** : Risk Assessment; RBI; FMEA; Stripper; Pressure Vessel

*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*

## **RISK ASSESSMENTS ON NH<sub>3</sub> EXCESS SEPARATOR UNIT AND AMMONIUM CARBAMATE DECOMPOSER USING RISK BASED INSPECTION API 581**

**Student Name** : Hendriya Binawa Gana  
**Student ID** : 2711 100 006  
**Department** : Materials and Metallurgical Engineering  
**Advisor** : 1. Budi Agung Kurniawan, S.T., M.Sc.  
2. Wikan Jatimurti, S.T., M.Sc.

### **Abstract**

*Risk assessment is an activity to detect and evaluate the possibility of damage to prevent failures to occur to an equipment or unit. API 581 semi-quantitative Risk Based Inspection is one method for risk assessment with a risk-based approach to prioritize and schedule inspection. Analysis started with qualitative analysis using Failure Modes and Effects Analysis (FMEA), which aimed to develop failure mechanisms and determine the risk value which occurred to the Stripper DA-101. Risk assessment using FMEA conducted on 10 major components of Stripper DA-101, and those are: Lining Plate, Tube, Swirl, Distributor Plate, Shell, Sieve Tray, CO<sub>2</sub> Distributor Pipe, Tube Sheet Up, Tube Sheet Down and Support Tray. The analysis mentioned before resulted in 5 components recommended for further risk assessment using the API 581 RBI to determine the risk level and inspection interval. The risk assessment using API 581 RBI showed that the Lining Plate component was in Medium-High Risk. While the Tube, Swirl, Distributor Plate and Sieve Tray components were stated to be in Medium Risk. Hence, the Internal Inspection should be done once per 2 years and External Inspection should be done monthly.*

**Keywords:** *Risk Assessment; RBI; FMEA; Stripper; Pressure Vessel*

*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*



## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul :

***“RISK ASSESSMENT PADA UNIT PEMISAH EKSES NH<sub>3</sub>  
DAN PENGURAI AMMONIUM CARBAMATE DENGAN  
MENGUNAKAN METODE RISK BASED INSPECTION  
API 581”***

Selama proses penulisan laporan tugas akhir ini dapat terselesaikan karena adanya bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Untuk itu penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan rahmat, kesehatan, dan jalan terbaik dalam pelaksanaan Tugas Akhir.
2. Orang tua (Hery Prayitno dan Sulistiningsih) dan keluarga penulis yang telah mendukung penulis dalam doa dan dukungan selama penulis melaksanakan tugas akhir.
3. Bapak Budi Agung Kurniawan, S.T., M.T. dan Wikan Jatimurti, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing.
4. Bapak Teguh Rachmadi dan Bapak Fani selaku pembimbing dari Departemen Inspeksi Teknik PT. Petrokimia Gresik yang telah memberi dukungan dan pengetahuan kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
5. Bapak Sungging Pintowantoro, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
6. Segenap dosen Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
7. Seluruh staf dan karyawan Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS yang telah membantu selama proses penulisan.

8. Rizky Indra Setiawan dan Dian Nur Wahyuni sebagai rekan tugas akhir yang selalu memberi dukungan serta motivasi kepada penulis.
9. Nabilla, Rokaya, Ade, Zakky, Barry, Moo, Bakti , Eric, Zaza dan Dungsong yang selalu mendukung penulis.
10. Neno, Amitia, Fuad, Wildan, Hayyu, Uki dan Wenny, sahabat tercinta yang selalu menghibur penulis.
11. Keluarga MT13 Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS yang selalu memberikan semangat, dukungan dan makna kebersamaan.
12. Seorang spesial yang selalu mengingatkan dan memberi semangat kepada penulis dalam penyelesaian tugas akhir.
13. Seluruh anggota HMMT FTI-ITS dan alumni JTMM yang telah memberikan dukungan kepada penulis selama menyelesaikan tugas akhir.
14. Serta seluruh pihak yang turut andil dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi seluruh pihak yang membaca. Penulis juga menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini, sehingga penulis sangat menerima kritik dan saran dari para pembaca yang dapat membangun demi kesempurnaan tugas akhir ini.

Surabaya, Juli 2015

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL.....</b>	<b>i</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN.....</b>	<b>v</b>
<b>ABSTRAK.....</b>	<b>vii</b>
<b>KATA PENGANTAR .....</b>	<b>xi</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR .....</b>	<b>xvii</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xix</b>
<b>DAFTAR ISTILAH.....</b>	<b>xxi</b>

## BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Batasan Masalah .....	3
1.4 Tujuan Penelitian .....	3
1.5 Manfaat Penelitian .....	3

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 <i>Stripper DA-101</i> .....	5
2.2 Proses Kerja <i>Stripper DA-101</i> .....	8
2.3 Data Inspeksi Peralatan <i>Stripper DA-101</i> .....	10
2.4 Kegagalan Pada Komponen <i>Stripper DA-101</i> .....	16
2.4.1 Pengaruh <i>Aging</i> Terhadap Komponen Internal .....	17
2.4.2 Diameter Luar <i>Tube End</i> .....	17
2.4.3 Hilangnya <i>Bolt</i> dan <i>Nut</i> .....	20
2.4.4 Diameter Lubang pda <i>Swril</i> .....	20
2.4.5 Diameter Lubang pda <i>Sieve Tray</i> .....	22
2.4.6 Diameter Lubang pda <i>Distributor Plate</i> .....	22
2.5 <i>Risk Based Inspection</i> (RBI).....	23
2.6 Analisa Resiko Semi-Kuantitatif .....	26
2.6.1 <i>Consequence of Failure</i> (CoF) .....	26
2.6.2 <i>Likelihood/Probability of Failure</i> (PoF).....	28
2.7 Penentuan Level Resiko .....	31
2.8 Inspeksi .....	31

2.9 <i>Failure Modes and Effect Analysis</i> (FMEA) .....	36
2.10 Penelitian Sebelumnya.....	38

### **BAB III METODOLOGI PENELITIAN**

3.1 Diagram Alir Penelitian .....	41
3.2 Prosedur Penelitian .....	42
3.2.1 Identifikasi Masalah .....	42
3.2.2 Studi Literatur .....	42
3.2.3 Pengumpulan Data dan Informasi .....	43
3.2.4 Identifikasi Resiko Menggunakan FMEA .....	43
3.2.5 Identifikasi Resiko Menggunakan RBI .....	44
3.2.6 Perhitungan CoF ( <i>Consequence of Failure</i> ) .....	44
3.2.7 Perhitungan PoF ( <i>Probability of Failure</i> ) .....	46
3.2.8 Penentuan <i>Risk Level</i> .....	48
3.2.9 Perencanaan Jadwal Inspeksi .....	48

### **BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

4.1 Data Umum.....	49
4.2 Komponen <i>Stripper DA-101</i> .....	49
4.3 Identifikasi Resiko Menggunakan FMEA .....	51
4.4 Analisa <i>Risk Based Inspection</i> Semi-Kuantitatif .....	54
4.4.1 Konsekuensi Kegagalan ( <i>Consequence of Failure</i> ) .....	54
4.4.1.1 Bagian A: Perhitungan Laju Kebocoran ..	54
4.4.1.2 Bagian C1: Perhitungan Konsekuensi Kebakaran.....	59
4.4.1.3 Bagian C2: Perhitungan Konsekuensi Keracunan.....	59
4.4.2 Kemungkinan Kegagalan ( <i>Probability of Failure</i> ) .....	61
4.4.2.1 Bagian B: Analisa Kegagalan .....	61
4.4.3 Tingkat Resiko ( <i>Risk Level</i> ) .....	65
4.4.3.1 Bagian D: Perhitungan Resiko .....	65
4.5 Level Resiko ( <i>Risk Level</i> ) .....	67
4.6 Penjadwalan Inspeksi .....	69

## **BAB V KESIMPULAN DAN SARAN**

5.1 Kesimpulan.....	75
5.2 Saran .....	75

## **DAFTAR PUSTAKA ..... xxiii**

**LAMPIRAN A**

**LAMPIRAN B**

**LAMPIRAN C**

**LAMPIRAN D**

*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Data Proses Peralatan <i>Stripper DA-101</i> .....	7
Tabel 2.2 Data Hasil Inspeksi pada Komponen di <i>Stripper</i> <i>DA-101</i> Pada Tahun 2012 .....	10
Tabel 2.3 Data Hasil Inspeksi pada Komponen di <i>Stripper</i> <i>DA-101</i> Pada Tahun 2014 .....	14
Tabel 2.4 Kategori Konsekuensi Are .....	27
Tabel 2.5 Kategori <i>Technical Module Subfactor</i> .....	29
Tabel 2.6 Kategori <i>Severity</i> .....	37
Tabel 2.7 Kategori <i>Occurance</i> .....	38
Tabel 4.1 Fungsi Komponen <i>Stripper DA-101</i> .....	50
Tabel 4.2 Hasil Analisa Resiko Menggunakan FMEA .....	51
Tabel 4.3 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Sistem Isolasi .....	56
Tabel 4.4 Laju Kebocoran .....	57
Tabel 4.5 Durasi Kebocoran Sebenarnya .....	58
Tabel 4.6 Tipe Kebocoran .....	58
Tabel 4.7 Tipe Kebocoran Konsekuensi Keracunan .....	59
Tabel 4.8 Durasi Kebocoran Konsekuensi Keracunan .....	60
Tabel 4.9 Luas Area Dampak Keracunan Tipe <i>Continuous</i> .....	60
Tabel 4.10 Luas Area Dampak Keracunan Tipe <i>Instantaneous</i> .....	61
Tabel 4.11 Luas Area Dampak Keracunan Masing-Masing Lubang .....	61
Tabel 4.12 Nilai Laju Korosi .....	62
Tabel 4.13 Nilai Konstanta Reduksi .....	63
Tabel 4.14 Nilai TMSF .....	63
Tabel 4.15 Nilai TMSF <i>Corrected</i> .....	64
Tabel 4.16 Nilai Kemungkinan Kegagalan (PoF) .....	65
Tabel 4.17 Nilai Frekuensi Kegagalan Umum ( <i>gff</i> ) .....	65
Tabel 4.18 Nilai Fraksi Frekuensi Kegagalan Umum .....	66
Tabel 4.19 Nilai Luas Area Kerusakan Sebenarnya .....	66
Tabel 4.20 Kategori Konsekuensi Kegagalan .....	67
Tabel 4.21 Tingkat Resiko .....	67

Tabel 4.22 <i>Remaining Life</i> .....	69
Tabel 4.23 Penjadwalan Inspeksi Menurut RBI .....	71
Tabel 4.24 Rekomendasi Inspeksi Menurut Data Histori.....	73



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Diagram Blok Proses Pembuatan Urea .....	5
Gambar 2.2 Diagram Blok Proses Sintesa Pada Peralatan <i>Stripper</i> .....	6
Gambar 2.3 Desain Peralatan <i>Stripper DA-101</i> .....	8
Gambar 2.4 Skematik Aliran <i>Inlet</i> dan <i>Outlet</i> Pada <i>Stripper</i> <i>DA-101</i> .....	9
Gambar 2.5 Instalasi <i>Swirl</i> secara Konvensional .....	18
Gambar 2.6 <i>Endless Loop</i> pada Korosi di <i>Tube End</i> .....	18
Gambar 2.7 Modifikasi pada <i>O-Ring Gasket</i> .....	19
Gambar 2.8 Keuntungan Modifikasi <i>O-Ring Gasket</i> .....	19
Gambar 2.9 <i>Bolt</i> dan <i>Nut</i> yang Terkorosi .....	20
Gambar 2.10 <i>Downcorner Seal Plate</i> Tidak Pada Posis yang Benar .....	20
Gambar 2.11 Kondisi <i>Liquid Level</i> .....	21
Gambar 2.12 Kondisi <i>Liquid Level</i> Akibat <i>Aging</i> .....	21
Gambar 2.13 a) <i>Plugging</i> untuk Diamater 3,1 mm b) <i>Plugging</i> untuk Diamater 3,5 mm .....	22
Gambar 2.14 <i>Liquid Profile</i> Pada <i>Distribution Plate</i> a) Kondisi Normal b) Diameter Lebih Besar .....	22
Gambar 2.15 Definisi Resiko Secara Teknis .....	23
Gambar 2.16 Hubungan Antara Resiko dan Tingkat Inspeksi .....	25
Gambar 2.17 Matriks Resiko .....	31
Gambar 3.1 Diagram Alir Metode Penelitian .....	41
Gambar 3.2 Diagram Alir Perhitungan CoF .....	45
Gambar 3.3 Diagram Alir Perhitungan PoF .....	47
Gambar 4.1 Matriks Resiko Hasil Analisa .....	68

*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*

## DAFTAR ISTILAH

<b>API</b>	<i>American Petroleum Institute</i>
<b>CR</b>	<i>Corrosion Rate</i>
<b>CL</b>	<i>Continuous Liquid</i>
<b>CoF</b>	<i>Consequence of Failure</i>
<b>FMEA</b>	<i>Failure Mode and Effect Analysis</i>
<b>GFF</b>	<i>Generic Failure Frequency</i>
<b>GTAW</b>	<i>Gas Tungsten Arc Welding</i>
<b>HTHA</b>	<i>High Temperature Hydrogen Attack</i>
<b>IL</b>	<i>Instantaneous Liquid</i>
<b>MWAP</b>	<i>Maximum Allowable Operating Pressure</i>
<b>O</b>	<i>Occurance</i>
<b>OP</b>	<i>Operating Pressure</i>
<b>PCT</b>	<i>Process Condensate Treatment</i>
<b>PoF</b>	<i>Probability of Failure</i>
<b>RBI</b>	<i>Risk Based Inspection</i>
<b>RL</b>	<i>Remaining Life</i>
<b>RPN</b>	<i>Risk Priority Number</i>
<b>S</b>	<i>Severity</i>
<b>SCC</b>	<i>Stress Corrosion Cracking</i>
<b>TMSF</b>	<i>Technical Modul Subfactor</i>

*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **I.1 Latar Belakang**

Sebagai perusahaan yang mendukung program Pemerintah dalam rangka meningkatkan produksi pertanian dan ketahanan pangan Nasional, PT Petrokimia Gresik merupakan pabrik pupuk terlengkap di Indonesia yang memproduksi berbagai macam pupuk, seperti: Urea, ZA, SP-36, ZK NPK Phonska, NPK Kebomas, dan pupuk organik Petroganik. Selain itu, PT. Petrokimia Gresik juga memproduksi produk non pupuk, antara lain Asam Sulfat, Asam Fosfat, Amoniak, *Dry Ice*, *Aluminium Fluoride*, *Cement Retarder*, dll.

Untuk menunjang hasil produksi, PT Petrokimia Gresik memiliki beberapa *plant*. Dalam suatu *plant* terdiri dari beberapa *equipment* dimana pada saat proses produksi berlangsung *equipment* tersebut mengalami tekanan dan temperatur yang tinggi. Salah satunya adalah *Stripper DA-101* yang terdapat pada Pabrik Urea. *Stripper DA-101* tergolong dalam *pressure vessel* yang digunakan untuk memisahkan satu komponen atau lebih dari campurannya menggunakan prinsip perbedaan titik didih dari campuran yang akan dipisahkan. *Stripper DA-101* tersebut mulai digunakan pada tahun 1994.

Proses yang terus-menerus terjadi pada peralatan *Stripper* tersebut dapat menyebabkan kerusakan mekanik seperti korosi. Kerusakan mekanik yang terjadi dalam waktu yang lama dapat menyebabkan kegagalan peralatan baik berupa kebocoran (*leak*), kebakaran (*fire*) dan keracunan (*toxic*). Selain berdampak pada efektifitas produksi dari alat tersebut, potensi bahaya dan resiko yang ditimbulkan akibat kegagalan tersebut berdampak pada personel di lingkungan pabrik, juga masyarakat di sekitar pabrik dan kerusakan lingkungan. Dampak tersebut juga dapat mengakibatkan kerugian yang besar bagi perusahaan sehingga terjadi gangguan terhadap



bisnis. Oleh karena itu, sangat penting dilakukan upaya untuk mengendalikan dan mengelola resiko pada *equipment* tersebut. Selain itu, pola inspeksi yang dilakukan oleh pihak inspektor kurang tepat. Hal ini dapat dilihat dari data hitosri peralatan *Stripper DA-101* yang menunjukkan bahwa inspeksi dilakukan berdasarkan *time based inspection* atau apabila telah terjadi kegagalan.

Berdasarkan penjelasan di atas, maka dibutuhkan suatu metode untuk mengevaluasi perencanaan aktifitas inspeksi *equipment* tersebut dengan metode *Risk Based Inspection* (RBI). Risk Based Inspection (RBI) merupakan pendekatan berbasis resiko untuk memprioritaskan dan merencanakan pemeriksaan. Jenis perencanaan inspeksi ini dengan cara menganalisa kemungkinan kegagalan (*Probability of Failure*) dan dampak kegagalan (*Consequence of Failure*) yang sama untuk mengembangkan dan merencanakan inspeksi. Hasil perhitungan yang cepat dan akurat dengan menggunakan metode Semi-Kuantitatif *Risk Based Inspection* (RBI) berdasarkan API 581, dapat diperoleh upaya-upaya pengendalian untuk mencegah terjadinya suatu kegagalan pada *equipment*.

## **I.2 Rumusan Masalah**

Masalah yang terdapat dalam penelitian ini yaitu:

1. Bagaimana mengidentifikasi resiko pada peralatan *Stripper DA-101* dengan menggunakan *FMEA* (*Failure Modes and Effect Analysis*)?
2. Bagaimana mengidentifikasi tingkat resiko pada peralatan *Stripper DA-101* berdasarkan metode RBI API 581 *Based Resource Document* hasil identifikasi menggunakan *FMEA*?
3. Bagaimana merancang penjadwalan inspeksi pada peralatan *Stripper DA-101* berdasarkan RBI API 581 *Based Resource Document*?



### **I.3 Batasan Masalah**

Batasan masalah pada penelitian ini yaitu:

1. Penelitian dilakukan pada peralatan *Stripper DA-101* Unit Sintesa Pabrik Urea PT. Petrokimia Gresik
2. Mengabaikan biaya mitigasi
3. Analisa hanya menggunakan satu fasa, yaitu *liquid* (mengabaikan fasa Gas)

### **I.4 Tujuan Penelitian**

Tujuan dari penelitian ini yaitu:

1. Mengidentifikasi resiko pada peralatan *Stripper DA-101* dengan menggunakan *FMEA (Failure Modes and Effect Analysis)*
2. Mengidentifikasi tingkat resiko pada peralatan *Stripper DA-101* berdasarkan metode *RBI API 581 Based Resource Document* hasil identifikasi menggunakan *FMEA*
3. Merancang penjadwalan inspeksi pada peralatan *Stripper DA-101* berdasarkan *RBI API 581 Based Resource Document*

### **I.5 Manfaat Penelitian**

Penelitian ini bermanfaat untuk:

1. Memberikan informasi tentang faktor resiko yang berpengaruh pada tingkat resiko sebuah peralatan.
2. Memberikan informasi tentang tingkat resiko pada komponen peralatan *Stripper DA-101*.
3. Memberikan informasi tentang penjadwalan inspeksi yang optimal untuk dilakukan pada peralatan *Stripper DA-101* sehingga dapat meningkatkan umur pakai.
4. Memberikan informasi tentang aplikasi penggunaan RBI dan FMEA pada industri petrokimia.



*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*

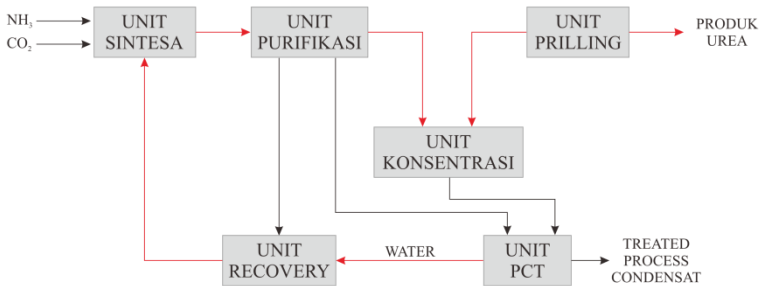


## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

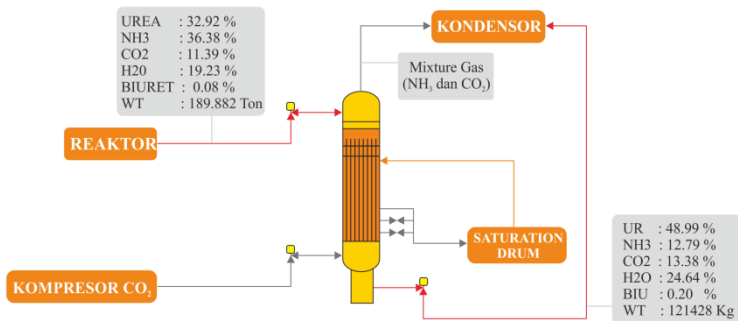
#### 2.1 *Stripper DA-101*

Secara umum proses pembuatan Urea terdiri dari beberapa tahap, antara lain *synthesa, purification, recover, concentration, prilling, process condensate treatment (PCT)*. Diagram proses pembuatan Urea dapat dilihat pada Gambar 2.1. Pada awalnya, di Reaktor,  $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$  direaksikan membentuk *amonium carbamat* ( $\text{NH}_2\text{COONH}_4$ ) diikuti rekasi dehidrasi *amonium carbamat* menjadi Urea ( $\text{NH}_2\text{CONH}_2$ ) dan Air ( $\text{H}_2\text{O}$ ).



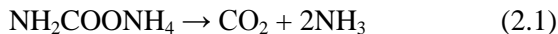
Gambar 2.1 Diagram Blok Proses Pembuatan Urea

Selanjutnya, urea yang terbentuk akan masuk ke unit Sintesa. Pada unit sintesa terdapat beberapa peralatan untuk menunjang proses, antara lain *Reactor, Stripper, Carbamate Condenser, Scruber, Compressor, Pump* dan *Carbamate Pump*. Skema proses pada peralatan *Stripper* dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Diagram Blok Proses Sintesa Pada Peralatan *Stripper*

*Stripper* merupakan salah satu jenis *pressure vessel* yang berfungsi untuk memisahkan eksen  $\text{NH}_3$  dan menguraikan *ammonium carbamate* yang tidak terkonversi dalam larutan urea sintesis dengan pemanasan *steam* dan *stripping*  $\text{NH}_3$ . Reaksi kimia yang terjadi pada *stripper* adalah



Proses dekomposisi berlangsung dengan adanya pemanasan dengan *steam* jenuh bertekanan dan *stripping*  $\text{CO}_2$  oleh penguapan eksen  $\text{NH}_3$ . Gas-gas yang terdekomposisi dan teruapkan kontak dengan larutan dari *reactor* secara *counter current* di dalam tube-tube *stripper*. Reaksi dekomposisi merupakan reaksi bolak-balik dan endoterm, sehingga reaksi tersebut semakin baik pada tekanan yang lebih rendah atau dengan penambahan panas. Terjadi perpindahan panas antara *steam* yang mengalir pada *shellside* dari *stripper* dengan larutan urea yang mengalir pada *tubeside* dari *stripper* sehingga kesetimbangan bergerak ke arah pembentukan gas  $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$ . Selain berfungsi untuk mendekomposisi karbamat, suplai panas juga berfungsi agar tidak terjadi pembekuan urea.



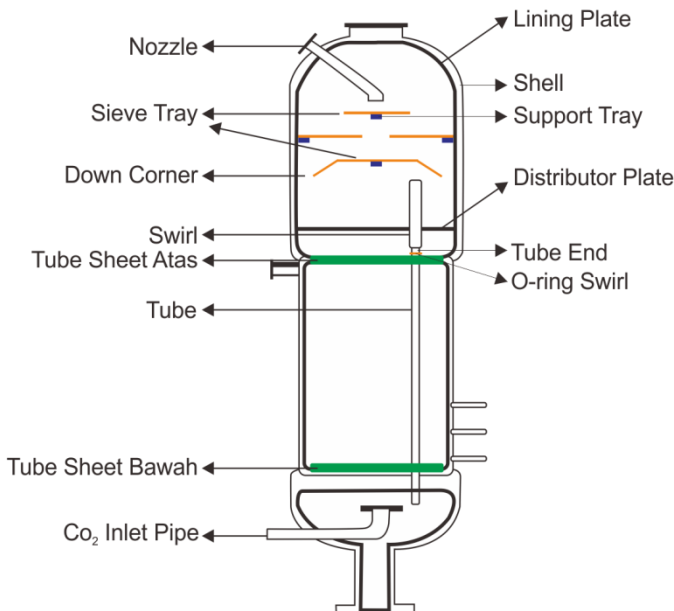
Tabel 2.1 Data Proses Peralatan *Stripper DA-101*

Kondisi Proses	<i>DESIGN</i>	<i>ACTUAL</i>
<i>Pressure</i> (kg/cm <sup>2</sup> g)	175	167 – 170
Temperatur (°C)	177	175 – 177
- BOTTOM	194	191.5 – 193
- TOP		
STEAM		
<i>Pressure</i> (kg/cm <sup>2</sup> g)	20	20
Temperatur (°C)	200	170-200

*Stripper DA-101* terdiri dari beberapa komponen antara lain:

- a. *Lining Plate*
- b. *Suport Tray*
- c. *Distributor Plate*
- d. *Sieve Tray*
- e. *Swirl*
- f. *Down Corner*
- g. *Tube Sheet Atas*
- h. *Tube*
- i. *Tube End*
- j. *Inlet Pipa*
- k. *Tube Sheet Bawah*
- l. *Nozzle*
- m. *CO<sub>2</sub> Inlet Pipe*
- n. *Shell*
- o. *Oring Swirl*

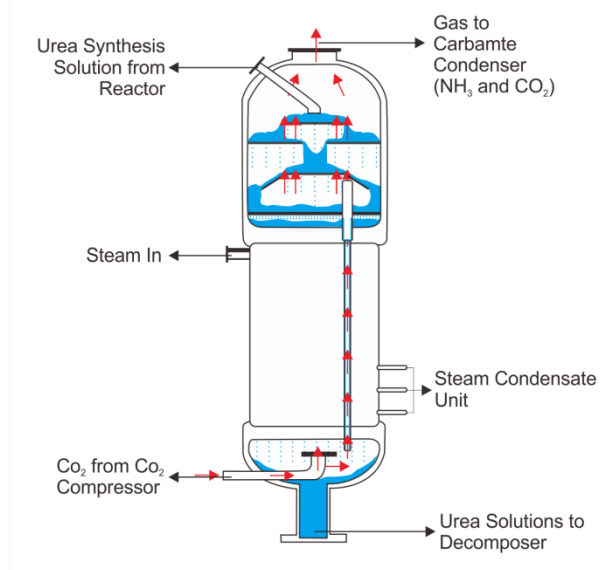
Desain peralatan *Stripper DA-101* dapat dilihat pada gambar di bawah ini.



Gambar 2.3 Desain Peralatan *Stripper DA-101*

## 2.2 Proses Kerja *Stripper DA-101*

Proses pada *Stripper DA-101* dimulai dari masuknya larutan Urea yang berasal dari reaktor. Larutan Urea masuk ke bagian *shell* melalui *nozzle* yang ada pada bagian *top head* dari *Stripper*. Aliran fluida yang keluar dari *nozzle* akan melewati *sieve tray* yang berfungsi untuk menghindari larutan bertumbukan langsung dengan *distributor plate*. Kemudian larutan akan menuju pada bagian *distributor plate* yang berfungsi membentuk aliran larutan urea pada tube menjadi aliran yang berbentuk lapisan film tipis dengan *liquid level* sekitar 100-200 mm pada *distributor plate*. Pada *tube sheet*, tinggi larutan lebih tinggi dari lubang *swirl* sekitar 60-70 mm.



Gambar 2.4 Skematik Aliran *Inlet* dan *Outlet* Pada *Stripper DA-101*

Sebelum larutan masuk ke permukaan dalam *tube*, larutan akan melewati *swirl* yang memiliki lubang sebanyak 6 buah. Fungsi dari lubang-lubang tersebut adalah untuk membentuk gaya *tangential* pada larutan urea agar dapat membasahi dinding pada tube secara merata. Dalam waktu yang bersamaan, gas  $\text{CO}_2$  yang dialirkan melalui *distributor pipe* akan mengalir dari bagian *down head* menuju ke *tube*. Selain itu, *steam* bertekanan  $20 \text{ kg/cm}^2$  yang berasal dari *condensate* juga masuk kedalam bagian *shellside*. Pada bagian *tube* akan terjadi proses dekomposisi akibat adanya pemanasan dengan uap jenuh ( $170\text{--}200^\circ\text{C}$ ) dan *stripping*  $\text{NH}_3$  oleh gas  $\text{CO}_2$ . Gas sisa hasil reaksi ini akan keluar melalui *top head* menuju ke kondensor. Konten  $\text{NH}_3$  pada larutan akan turun menjadi 13-14%. Sedangkan larutan Urea yang memiliki kadar lebih tinggi akan mengalir menuju bagian bawah *head* dan selanjutnya dilairkan menuju kondensor.



### 2.3 Data Inspeksi Peralatan *Stripper DA-101*

Peralatan *Stripper DA-101* telah digunakan sejak tahun 1994. Selama beroperasi, unit ini telah mengalami beberapa perbaikan. Perbaikan yang dilakukan sering diakibatkan oleh kerusakan pada bagian *Tube*. Kerusakan yang terjadi akibat adanya korosi pada komponen tersebut. Inspeksi dilakukan secara rutin dalam waktu kurang lebih 2 tahun sekali dan terakhir dilakukan pada tahun 2014. Untuk data hasil inspeksi pada tahun 2012 pada setiap komponen *Stripper DA-101* dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 2.2 Data Hasil Inspeksi pada Komponen di *Stripper DA-101* Pada Tahun 2012

No.	Komponen	Metode	Hasil Pemeriksaan
1.	<i>Lining Plate</i> Channel Atas	Visual	Kondisi <i>Lining Plate</i> secara visual masih baik (Material: DP 12)
		Ukur Tebal	Hasil ukur ketebalan, sbb: t. min 5.6 mm; max; 7,4 mm; t. min req: 3.0 mm
	Sisi MH tengah	Visual	Kondisi <i>Lining Plate</i> secara visual masih baik
		Ukur Tebal	Hasil ukur ketebalan t. min: 5.26 mm; max: 685 mm; min. req.: 3.0 mm
	Channel Bawah	Visual	Kondisi <i>Lining Plate</i> secara visual masih baik
		Ukur Tebal	Hasil ukur ketebalan t. min: 5.7 mm; max: 6.64 mm; min. req.: 3.0 mm
2.	<i>Support Tray</i>	Visual	Kondisi masih baik, sambungan las support tray dengan lining shell ada yang terkorosi 3 tempat



	Penetrant Test	Penetrant test hasil repair las support tray yang terkorosi, hasil baik
3. <i>Distributor Plate</i>	Visual	Diganti baru dengan Material DP-28 W dengan tebal 9 mm
4. <i>Sieve Tray</i> 1,2,3	Visual	Diganti baru dengan Material DP-28 W dengan tebal 7 mm
5. <i>Swirl</i>	Visual	Kondisi masih baik (Material: DP 28W)
	Ukur Diameter Lubang	Hasil dimensional check lubang swirl, sbb: Diameter min: 3.3 mm; max: 3.3 mm; rata-rata: 335 mm Diameter Orig.: 2.8 mm; limit req.: 3.5 mm
6. <i>Down Corner</i>	Visual	Kondisi down corner plate masih baik
7. <i>Tube Sheet Atas</i>	Visual	Kondisi weld overlay tube sheet terkorosi pada permukaan kedalaman kurang lebih 1 mm
8. <i>Tube</i>	Visual	Sambungan las tube to tube sheet secara visual baik (Total Tube: 2434 ea) terdapat 1 tube yang di plug
9. <i>Tube End</i>	Visual	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Inside tube end terkorosidi HAZ (cekung) sebanyak 79 ea</li> <li>- Tube end terkorosi berlubang diatas sambungan las sebanyak 30 ea</li> </ul>



			<ul style="list-style-type: none"><li>- Dudukan Oring swirl banyak yang terkorosi tidak merata sehingga posisi teflon ring miring</li><li>- Kondisi O-Ring stainless steel tipe 316 yang dipasang pada dudukan oring swirl terkorosi dan tidak bisa digunakan lagi</li></ul>
11.	<i>Inlet Pipe/ Nozzle</i>	Visual	Kondisi sambungan las nozzle inlet pipe dengan <i>Lining Plate</i> masih baik, tidak ada indikasi terkorosi yang signifikan
12.	<i>Tube Sheet Bawah</i>	Visual	<ul style="list-style-type: none"><li>- Kondisi weld overlay tube sheet terkorosi, permukaan relatif masih baik</li><li>- Kondisi las tube to tube sheet masih baik</li></ul>
13.	<i>CO<sub>2</sub> Inlet Pipe</i>	Visual	Kondisi pipa sprayer dan sambungan las masih baik, baut pengikat kendor di beberapa tempat
14.	<i>Shell</i>	Visual	Kondisi isolasi <i>shell side</i> masih baik
15.	<i>Oring Swirl</i>	Visual dan Water Level Leak Test	Semua hasil pemasangan oring dan swirl dilakukan water level leak test setiap segmen (segmen 1 – 10) hasil baik tidak ada indikasi bocor
16.	Isolasi	Visual	Kondisi isolasi pada channel atas, channel bawah dan shell masih baik

---

Sumber: Data Inspeksi Departemen Inspeksi Teknik Pabrik I PT. Petrokimia Gresik

---





Sedangkan hasil inspeksi peralatan *Stripper DA-101* pada tahun 2014 adalah sebagai berikut:

Tabel 2.3 Data Hasil Inspeksi pada Komponen di *Stripper DA-101* Pada Tahun 2014

No.	Komponen	Metode	Hasil Pemeriksaan
1.	<i>Lining Plate</i> Channel Atas	Visual	Kondisi <i>Lining Plate</i> secara visual masih baik (Material: DP 12)
		Ukur Tebal	Hasil ukur ketebalan, sbb: t. min 5.3 mm; max; 6,9 mm: t. min req: 3.0 mm
	Sisi MH tengah	Visual	Kondisi <i>Lining Plate</i> secara visual masih baik (Material: <i>Lining Plate</i> DP 12)
		Ukur Tebal	Hasil ukur ketebalan t. min: 5.16 mm; max: 6.7 mm; min. req.: 3.0 mm
	Channel Bawah	Visual	Kondisi <i>Lining Plate</i> secara visual masih baik
		Ukur Tebal	Hasil ukur ketebalan t. min: 5.6 mm; max: 6.58 mm; min. req.: 3.0 mm
2.	<i>Support Tray</i>	Visual	Kondisi masih baik, sambungan las support tray dengan lining shell ada yang terkorosi 3 tempat
		Penetrant Test	Penetrant test hasil repair las support tray yang terkorosi, hasil baik
3.	<i>Distributor Plate</i>	Visual	Kondisi masih baik (Material: DP 28W)
		Ukur Diameter	Diameter rata-rata min: 3.01 mm; max: 3.31 mm



4.	<i>Sieve Tray</i> 1,2,3	Lubang	Orig: 3 mm; Limit: 3.7 mm
		Visual	Secara visual kondisi swirl masih baik (Material: DP 28W)
		Ukur Diameter Lubang	Diameter rata-rata min.: 6.02 mm; max: 6.31 mm Orig: 6 mm; Limit: 7.3 mm
5.	<i>Swirl</i>	Visual	Kondisi masih baik (Material: DP 28W)
		Ukur Diameter Lubang	Hasil dimensional check lubang swirl, sbb: Diameter min: 3.5 mm; max: 3.5 mm; rata-rata: 3.5 mm Diameter Orig.: 2.8 mm; limit req.: 3.5 mm
6.	<i>Down Corner</i>	Visual	Kondisi down corner plate masih baik
7.	<i>Tube Sheet</i> Atas	Visual	Kondisi weld overlay tube sheet terkorosi pada permukaan kedalaman kurang lebih 1 mm
8.	<i>Tube</i>	Visual	Sambungan las tube to tube sheet secara visual baik (Total Tube: 2434 ea) terdapat 1 tube yang di plug
		Edy Current	Tube Remaining Thickness 1.28 mm total: 1 ea Tube Remaining Thickness 1.35 mm total: 6 ea
9.	<i>Tube End</i>	Visual	- Inside tube end terkorosidi HAZ (cekung)
			- Tube end terkorosi berlubang diatas sambungan las sebanyak 140 ea



			<ul style="list-style-type: none"> <li>- Dudukan Oring swirl banyak yang terkorosi tidak merata sehingga posisi teflon ring miring</li> <li>- Kondisi O-Ring stainless steel Tp 316 yang dipasang pada dudukan oring swirl terkorosi dan tidak bisa digunakan lagi</li> </ul>
11.	<i>Inlet Pipe/ Nozzle</i>	Visual	Kondisi sambungan las nozzle inlet pipe dengan <i>Lining Plate</i> masih baik, tidak ada indikasi terkorosi yang signifikan
12.	<i>Tube Sheet Bawah</i>	Visual	Kondisi weld overlay tube sheet terkorosi, permukaan relatif masih baik Kondisi las tube to tube sheet masih baik
13.	<i>CO<sub>2</sub> Inlet Pipe</i>	Visual	Kondisi pipa sprayer dan sambungan las masih baik, baut pengikat kendor di beberapa tempat
14.	<i>Shell</i>	Visual	Kondisi isolasi <i>shell side</i> masih baik
15.	<i>Oring Swirl</i>	Visual dan Water Level Leak Test	Semua hasil pemasangan oring dan swirl dilakukan water level leak test setiap segmen (segmen 1 – 10) hasil baik tidak ada indikasi bocor
16.	Isolasi	Visual	Kondisi isolasi pada channel atas, channel bawah dan shell masih baik

Sumber: Data Inspeksi Departemen Inspeksi Teknik Pabrik I PT. Petrokimia Gresik



Terdapat dua jenis pemeriksaan yang dilakukan pada *Stripper DA-101* yaitu pemeriksaan rutin dan pemeriksaan pada saat shutdown. Pemeriksaan rutin pada *Stripper DA-101* berupa pemeriksaan kebocoran pada *peep hole*. Kebocoran pada *peep hole* merupakan indikasi adanya keretakan/ kebocoran pada *Lining Plate* di *Stripper DA-101*. Indikator yang digunakan untuk melihat kebocoran pada *peep hole* dapat berupa oli dan air. Pemeriksaan dilakukan dengan cara melihat botol indikator selama 1 menit, jika terdapat gelembung udara pada botol indikator, maka terdapat kemungkinan terjadi kebocoran pada *Lining Plate*.

## 2.4 Kegagalan Pada Komponen *Stripper DA-101*

Fluida yang masuk ke dalam peralatan *Stripper DA-101* adalah Larutan Urea sebesar 32,92%. Larutan ini berasal dari reaksi  $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$  yang terjadi di Reaktor. Larutan urea yang masuk ke dalam *Stripper* masih mengandung  $\text{NH}_3$  sebesar 12,5 – 14,5 %. Fluida yang mengalir juga mengandung Asam Karbamat yang bersifat korosif. Oleh karena itu, fluida menjadi salah satu penyebab kerusakan berupa korosi pada beberapa komponen.

Dalam kondisi normal, proses *stripping* akan berjalan baik dan efisien apabila:

- a. *Uniform Falling Film*  
*Swirl* mempunyai lubang tangensial yang berfungsi untuk membentuk aliran *circular* pada bagian dalam permukaan *tube*. *Uniform Falling Film* dapat terbentuk apabila *swirl* terpasang dengan benar dan menerima tekanan *tube* dengan baik.
- b. *Uniform Distribution of Liquid to Each Tube*  
*Distributor plate* dibuat sebelum mensuplai larutan ke *swirl* dan membentuk aliran yang *uniform* ke masing-masing *tube*. *Stripper* dipasang dengan 1/1000 vertikalitas untuk mencapai distribusi aliran larutan yang *uniform* pada masing-masing *tube*.
- c. *Uniform Distribution of Gas to Each Tube*



Diameter lubang pada pipa *sprayer* CO<sub>2</sub> untuk membentuk distribusi gas yang *unifrom*.

d. *Proper Cooling Zone for Tube*

Level uap kondensat pada *shell side* disesuaikan oleh 3 buah *nozzle* uap kondensat untuk meminimalisir terjadinya hidrolisis Urea dan terbentuknya biuret.

### 2.4.1 Pengaruh Aging terhadap Komponen Internal

*Aging* selalu terjadi [ada komponen internal pada *Stripper*. Inspeksi dan [engukuran pada masing-masing komponen sangat penting untuk mengetahui kebutuhan penggantian komponen untuk menjaga proses *stripping* berjalan dengan baik sesuai desain. Berikut dampak-dampak akibat *Aging* terhadap komponen:

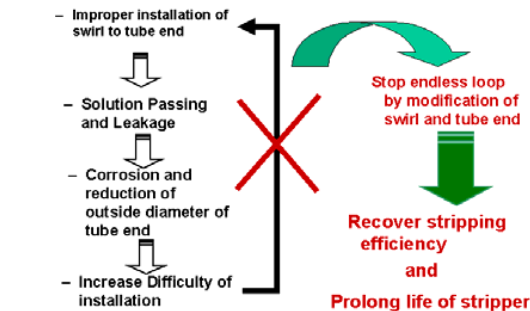
- Diameter luar *tube end* menjadi lebih kecil
- Hilangnya *bolt* dan *nut*
- Diameter lubang pada *swirl* menjadi lebih besar
- Diameter lubang pada *sieve tray* menjadi lebih besar
- Diameter lubang pada *distributor plate* menjadi lebih besar

### 2.4.2 Diameter Luar Tube End

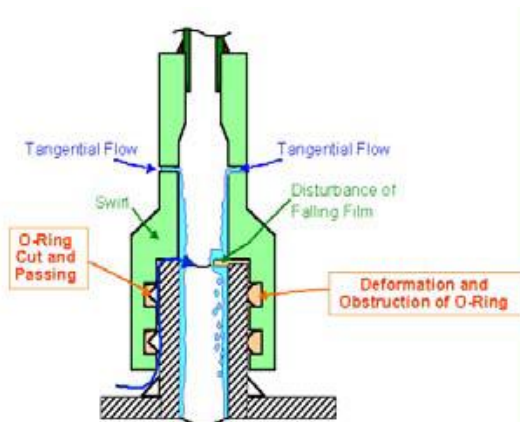
Gambar 2.5 menunjukkan instalasi *swirl* pada *tube end* dengan *double O-ring gasket* dengan cara konvensional. Pada kasus *swirl* tidak terpasang dengan benar, tepi *tube end* memotong *O-ring gasket* dan larutan mengalir diantara keduanya. Larutan yang mengalir menyebabkan korosi pada permukaan *tube end* dan diameter luar *tube end* semakin kecil. Semakin kecilnya diameter menyebabkan terbentuknya gap yang lebih besar antara bagian dalam *swirl* dan bagian luar *tube end*. Gap yang besar tersebut menyebabkan kemungkinan instalasi *swirl* menjadi tidak sempurna dan mengakibatkan deformasi pada *O-ring gasket*. Deformasi pada *O-ring gasket* muncul pada bagian dalam *tube* dan menghalangi aliran *filim*. Setelah masuk ke *endless loop* ini, *tube* akan terkorosi secara terus menerus. Pada kasus tidak adanya



*leakage* pada *O-ring gasket*, tidak akan terjadi korosi pada *tube*. Selama peralatan beroperasi, beberapa *tube* menunjukkan diameter originalnya dan beberapa yang lain menunjukkan diameter yang kecil. Gambar 2.6 menunjukkan ilustrasi akibat *Aging* pada *Tube End*.



Gambar 2.5 Instalasi *Swirl* secara Konvensional



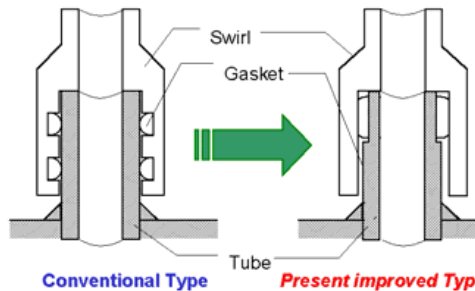
Gambar 2.6 *Endless Loop* pada Korosi di *Tube End*

Ketika instalasi pada *swirl* sulit dilakukan, disarankan untuk mengganti metode pemasangan secara konvensional

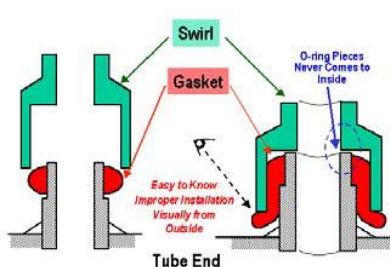


menjadi yang lebih baik. Desain *O-ring gasket* yang terbaru berjumlah satu dan luas dapat dilihat pada Gambar 2.7. permukaan luar pada *tube end* dibuat untuk menghilangkan korosi pada permukaan dan kontak dengan permukaan *O-ring gasket*. *Swirl* juga bentuk untuk membuat permukaan yang datar. Dimensi harus ditentukan berdasarkan kondisi aktual pada bagian dalam *swirl* dan *tube end*. Keuntungan modifikasi ini antara lain:

- Memudahkan dalam instalasi
- Memudahkan untuk mengetahui instalasi yang tidak benar secara visual dari luar
- Tidak terjadi deformasi pada *O-Ring gasket*



Gambar 2.7 Modifikasi pada *O-Ring Gasket*



Gambar 2.8 Keuntungan Modifikasi *O-Ring Gasket*



### 2.4.3 Hilangnya Bolt dan Nut

Kedua *part* ini berfungsi untuk mengikat komponen internal. Kedua *part* ini juga dapat mengalami *Aging* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.9. Ketika kondisi ini terjadi dan tidak dapat berfungsi lagi untuk mengikat *tray*, maka menyebabkan *tray* menjadi *fall down* seperti pada Gambar 2.10.



Gambar 2.9 Bolt dan Nut yang Terkorosi

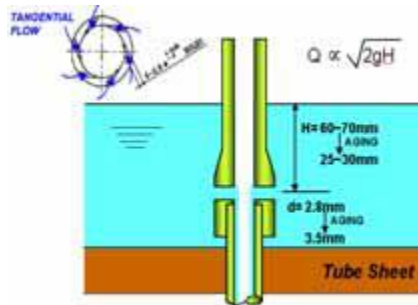


Gambar 2.10 Downcorner Seal Plate Tidak Pada Posisi yang Benar

### 2.4.4 Diameter Lubang pada Swirl

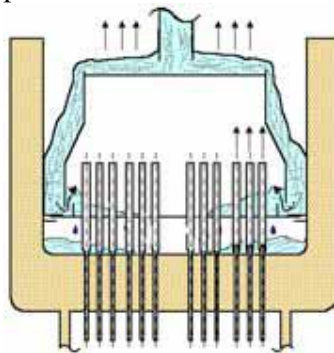
*Swirl* memiliki 6 lubang tangensial untuk membentuk aliran yang *uniform* pada bagian dalam *tube*. Diameter original lubang tersebut adalah 2,8 mm untuk membuat *liquid level* setinggi 60-70 mm diatas lubang. Ketika lubang telah mencapai 3,5 mm akibat *aging*, maka *liquid level* diatas lubang hanya menjadi 25-30 mm seperti pada gambar 2.11.





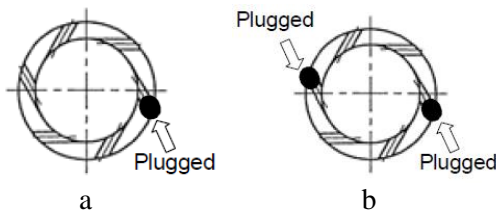
Gambar 2.11 Kondisi *Liquid Level*

Kecepatan aliran yang masuk ke dalam lubang akan semakin kecil dan membuat gaya tangensial yang terbentuk menjadi semakin lemah. *Liquid level* pada *tube sheet* mempengaruhi *liquid flow rate* pada diameter *tube*. Seperti pada Gambar 2.12, *liquid* tidak akan mencapai pada bagian *central area*, sehingga *tube* pada *central area* tidak dapat menerima *liquid* secara cukup.



Gambar 2.12 Kondisi *Liquid Level* Akibat Aging

Pada saat diameter lubang telah mencapai 3,1 mm, maka 1 dari 6 lubang pada *Swirl* harus di plug. Sedangkan apabila lubang telah mencapai 3,5 mm, maka 2 dari 6 lubang harus di plug menggunakan pengelasan GTAW. Hal ini dapat dilihat pada Gambar 2.13.



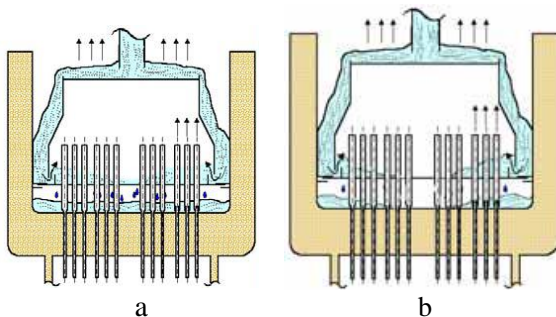
Gambar 2.13 a) *Plugging* untuk Diameter 3,1 mm  
b) *Plugging* untuk Diameter 3,5 mm

#### 2.4.5 Diameter Lubang Pada *Sieve Tray*

Lubang diameter desain pada *sieve tray* adalah sebesar 6 mm. Ketika lubang diameter menjadi 7,3 mm (150% dari desain original) akibat *aging*, maka akan terjadi *weeping* kurang dari 70-80 %. Oleh karena itu, ketika lubang diameter telah mencapai 7,3 mm, 30-40 % dari jumlah hole harus di plug untuk menghindari terjadinya *weeping*.

#### 2.4.6 Diameter Lubang Pada *Distributor Plate*

Larutan dari *sieve tray* masuk ke *distributor plate* dari sisi *downcorner* menuju ke *central area* seperti pada Gambar 2.14. pada saat diameter lubang telah mencapai 3,7 mm (150% dari ukuran lubang original), larutan tidak dapat mencapai *central area* dan larutan tidak mampu mencapai *tube* yang terletak di *central area*.



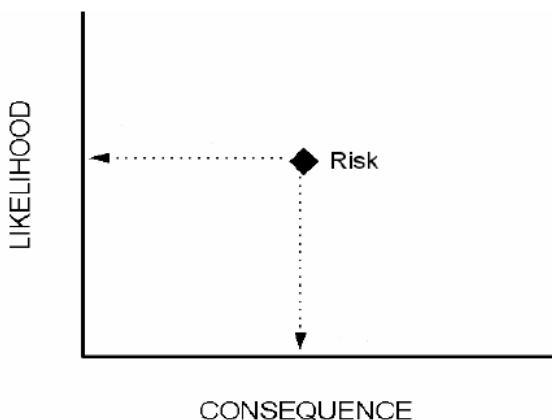
Gambar 2.14 *Liquid Profile* Pada *Distribution Plate*  
a) Kondisi Normal b) Diameter Lebih Besar



## 2.5 Risk Based Inspection (RBI)

*Risk Based Inspection* (RBI) adalah suatu metode inspeksi yang menggunakan resiko (*Risk*) sebagai dasar untuk merencanakan dan mengatur usaha-usaha untuk menjalankan suatu program inspeksi. Metode ini ini mengkategorikan peralatan operasional berdasarkan tingkat resiko yang dimiliki. Dengan menggunakan metode RBI, peralatan dengan resiko yang tinggi mendapatkan penanganan khusus dan peralatan dengan tingkat resiko yang lebih rendah dapat ditangani sesuai dengan kebutuhan.

Definisi RBI secara teknis adalah hasil kali antara kemungkinan kegagalan (*Probability of Failure*) dengan konsekuensi kegagalan (*Consequence of Failure*). Pada Gambar 2.15 menunjukkan grafik hubungan antara kemungkinan kegagalan dan konsekuensi kegagalan. Segala kemungkinan kegagalan yang dapat ditimbulkan oleh suatu alat mewakili nilai dari *PoF*, sedangkan besarnya akibat atau dampak yang dapat ditimbulkan apabila peralatan mengalami kegagalan mewakili nilai dari kemungkina konsekuensi.



Gambar 2.15 Definisi Resiko Secara Teknis



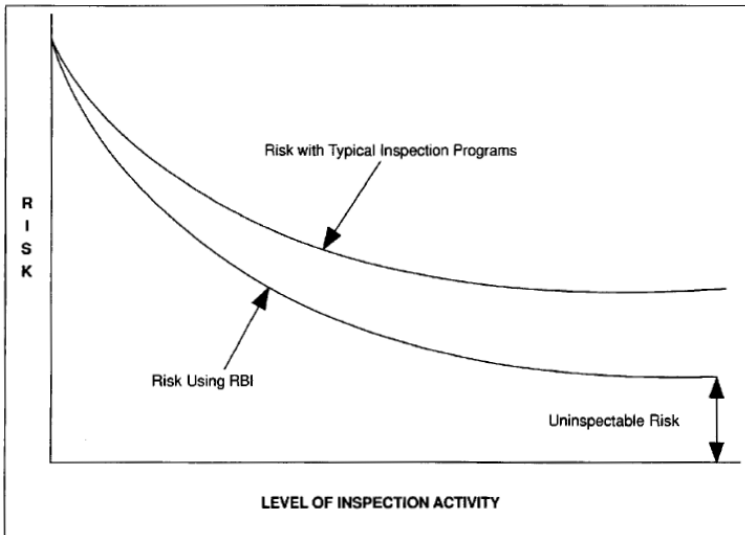
Adapun tujuan dari *Risk Based Inspection* adalah sebagai berikut:

1. Melindungi peralatan dengan mengidentifikasi area yang memiliki tingkat resiko tinggi
2. Memperkirakan nilai resiko pada tiap peralatan
3. Adanya prioritas berdasarkan nilai resiko yang terukur
4. Merancang rencana inspeksi yang cocok untuk dilakukan
5. Secara sistematis mengatur resiko pada kegagalan alat

Sebelumnya, fokus dari pengujian resiko hanya memperhatikan keamanan di dalam pabrik. Sekarang dengan tingkat kesadaran yang telah meningkat, sebuah analisis resiko harus menghasilkan beberapa hal:

1. Resiko di dalam pabrik terhadap pegawai
2. Resiko di luar pabrik terhadap masyarakat
3. Resiko interupsi bisnis
4. Resiko kerusakan lingkungan

Inspeksi yang lebih efektif dapat mengurangi tingkat resiko dengan mengurangi frekuensi adanya kegagalan di masa yang akan datang, melalui tindakan korektif dan preventif yang dilakukan.



Gambar 2.16 Hubungan Antara Resiko dan Tingkat Inspeksi

Seperti yang terlihat pada Gambar 2.16 bahwa sebuah resiko tidak dapat dikurangi hingga menyentuh angka nol. Hal ini disebabkan oleh beberapa faktor sebagai berikut:

1. Kesalahan manusia
2. Bencana alam
3. Kejadian eksternal
4. Efek sekunder dari peralatan lain
5. Tindakan yang disengaja
6. Batasan dasar pada metode inspeksi
7. Kesalahan desain
8. Mekanisme kegagalan yang tidak diketahui sebelumnya

Analisis perhitungan resiko peralatan dalam konsep RBI menurut standar *API 581* dapat dilaksanakan dalam tiga tingkatan analisis. Tingkatan tersebut antara lain analisis kualitatif, semi-kuantitatif dan kuantitatif. Perbedaan ketiga tingkatan analisis



tersebut terletak dalam hal data masukan dan perhitungan yang dilakukan. Konsekuensi akibat kegagalan dalam tiap tingkatan juga berbeda jenis dan perhitungannya. (API RBI *Base Resource Document*, 2000)

## **2.6 Analisa Resiko Semi-Kuantitatif**

Matode semi-kuantitaif merupakan metode yang memiliki karakteristik yang hampir sama dengan metode kualitatif dan merupakan langkah awal untuk melakukan metode kuantitatif. Hasil dari analisis metode semi-kuantitatif memiliki keakuratan yang lebih baik dibanding metode kualitatif dan menjadi dasar untuk metode kuantitatif.

Perhitungan resiko dalam analisis semikuantitatif juga dilakukan berdasarkan *work book Appendix B API 581 Base Resource Document*. Langkah-langkah yang dimuat dalam *work book* tersebut berupa isian yang memerlukan data keadaan peralatan.

### **2.6.1 Consequence of Failure (COF)**

Penilaian *Consequence of Failure* (CoF) bertujuan untuk menentukan nilai risiko dari suatu peralatan. Hasil perhitungan dari CoF ini adalah luas area yang kemungkinan terkena dampak jika terjadi kebocoran pada peralatan yang dianalisa. Luas area yang terkena dampak kebocoran adalah akumulasi dari beberapa luas area yang terkena dampak jika terjadi kebocoran sesuai dengan berbagai jenis ukuran lubang kebocoran.

Luas area yang terkena dampak ini diklasifikasikan dalam lima peringkat sesuai dengan tabel B-3 yang ada di bagian *Appendix B* metode semi kuantitatif API 581 *Base Resource Document*.



Tabel 2.4 Kategori Konsekuensi Area

Consequence Category	Likelihood Weighted Average Area
A	$< 10 \text{ ft}^2$
B	$10 - 100 \text{ ft}^2$
C	$100 - 1.000 \text{ ft}^2$
D	$1.000 - 10.000 \text{ ft}^2$
E	$> 10.000 \text{ ft}^2$

Untuk mendapatkan hasil luas area yang kemungkinan terkena dampak jika terjadi kebocoran pada peralatan maka tahap-tahap yang harus dilakukan ialah :

- Menentukan fluida representatif yang ada pada peralatan.
- Menentukan kategori dan nilai kapasitas peralatan.
- Menentukan sistem deteksi dan isolasi yang terdapat pada peralatan.
- Menghitung laju kebocoran yang terjadi, baik kebocoran dalam fasa *liquid* maupun dalam fasa gas. Apabila fluida berupa *liquid* maka menggunakan persamaan di bawah ini:

$$Q_L = C_d \cdot A \sqrt{2\rho - \rho \frac{g_c}{144}} \quad (2.2)$$

Dimana:

$Q_L$  : *Liquid Discharge Rate* (lbs/sec)

$C_d$  : *Discharge Coefficient*

$A$  : *Hole-Cross Sectional Area* (sq in)

$\rho$  : *Density*

$g_c$  : *Conversion Factor From  $\text{lb}_f$  to  $\text{lb}_m$*  ( $32,2 \text{ lb}_m\text{-ft} / \text{lb}_f\text{-sec}^2$ )

- Menentukan durasi waktu kebocoran berdasarkan kapasitas alat dan laju kebocoran.
- Menentukan tipe kebocoran berdasarkan laju kebocoran.



Apabila laju kebocoran lebih dari 10.000 lbs/min maka tipe kebocorannya adalah *instantaneous*. Sedangkan apabila *continuous* tipe kebocorannya adalah kurang dari 10.000 lbs/min.

- g) Menentukan fasa fluida setelah mengalami kebocoran. Apabila tipe kebocoran *continuous* maka digunakan CL. Sedangkan apabila *instantaneous* maka digunakan CL.
- h) Menghitung luas area konsekuensi terjadinya kebakaran atau keracunan jika terjadi kebocoran. Apabila fluida yang mengalami kebocoran adalah  $\text{NH}_3$  maka persamaan 2.3 untuk tipe kebocoran *continuous* dan persamaan 2.4 untuk tipe kebocoran *instantaneous*.

$$A = c x^b \quad (2.3)$$

Dimana:

- A : Luas dampak keracunan ( $\text{ft}^2$ )
- x : Masa kebocoran (lbs)
- b dan c : Konstanta durasi kebocoran *continuous*  
(Tabel 7-17 RBI API 581)

$$A = 14,17 x^{0,9011} \quad (2.4)$$

Dimana:

- A : Luas dampak keracunan ( $\text{ft}^2$ )
- x : Masa kebocoran (lbs)

- i) Menentukan kategori konsekuensi kegagalan (CoF).

### 2.6.2 Likelihood/Probability of Failure (PoF)

*Probability of Failure* (PoF) bertujuan untuk menentukan nilai peluang terjadinya kegagalan dari suatu peralatan. Peluang terjadinya kegagalan pada metode semi-kuantitatif didasarkan pada tiga jenis *damage mechanism* antara lain:

1. *Thinning*
2. *Stress Corrosion Cracking (SCC)*
3. *High Temperature Hydrogen Attack*





Nilai kerusakan yang disebabkan oleh tiap mekanisme kerusakan di atas kemudian diakumulasikan. Selanjutnya nilai akumulasi tersebut dikonversikan ke dalam lima peringkat yang terdapat pada tabel B-5 *Appendix B* dokumen API 581.

Tabel 2.5 Konversi *Technical Module Subfactor*

Likelihood Category	Technical Module Subfactor
1	< 1
2	1 – 10
3	10-100
4	100 – 1.000
5	> 1.000

Untuk mendapatkan kategori kemungkinan kegagalan jika terjadi kebocoran pada peralatan maka tahap-tahap yang harus dilakukan ialah :

- Menentukan *damage factor* yang mungkin terjadi pada peralatan.
- Menentukan usia pakai peralatan.
- Menghitung laju korosi (*Corrosion Rate*) menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$CR (Long Term) = \frac{t_{initial} - t_{actual}}{time} \quad (2.5)$$

Dimana:

CR (LT) : Laju korosi jangka panjang (mm/y)

$t_{initial}$  : Tebal awal (mm)

$t_{actual}$  : Tebal sekarang (mm)

time : Jangka waktu  $t_{initial}$  dan  $t_{actual}$  (years)



Apabila penentuan nilai CR berdasarkan penambahan ukuran lubang, maka persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut:

$$CR = \frac{8,67 \times 10^4 \times W}{D \times A \times T} \quad (2.6)$$

Dimana:

- CR : Laju korosi (mm/y)
- W : Massa yang hilang (g)
- D : Massa jenis (g/cm<sup>3</sup>)
- A : Luas penampang (cm<sup>2</sup>)
- T : Waktu (jam)

- d) Menghitung konstanta reduksi menggunakan persamaan dibawah ini.

$$a \frac{r}{t} \quad (2.7)$$

Dimana:

- a : Usia peralatan (tahun)
- r : Laju korosi (mm/tahun)
- t : Tebal awal (mm)

- e) Menentukan keefektifan inspeksi.
- f) Menghitung jumlah inspeksi yang pernah dilakukan pada peralatan tersebut.
- g) Menentukan nilai TMSF *Thinning*, SCC dan HTHA
- h) Menghitung faktor *overdesign*.
- i) Menentukan nilai *highly reliable damage rate*.
- j) Menentukan nilai TMSF *Corrected* dengan mengalikan nilai TMSF, *overdesign* dan *highly reliable damage rate*.
- k) Menentukan nilai TMSF *Adjust* dengan menjumlahkan nilai TMSF *Corrected* untuk *Thinning*, SCC dan HTHA.

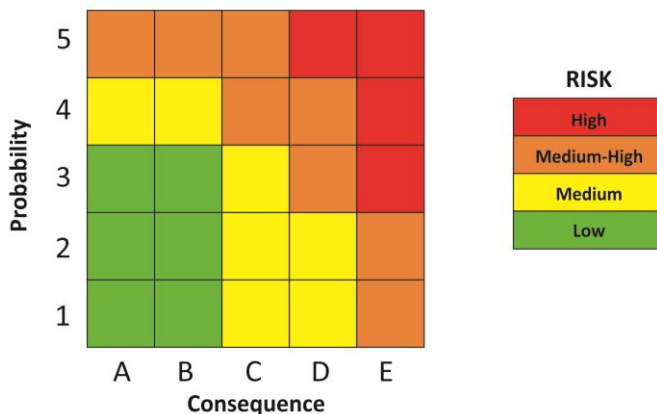


## 2.7 Penentuan Level Resiko

Pada analisis semikuantitatif, hasil perhitungan PoF didapatkan dari nilai konversi penjumlahan nilai-nilai Subfaktor Modul Teknik. Sedangkan hasil perhitungan CoF berupa luas area keterbakaran dan keracunan dengan satuan  $\text{ft}^2$ . Hasil resiko dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$\text{Risks} = \text{CoF} \times \text{PoF} \quad (2.8)$$

Sehingga resiko dapat dikategorisasi melalui matriks 5x5 yang ditunjukkan pada Gambar 2.17



Gambar 2.17 Matriks Resiko

## 2.8 Inspeksi

Inspeksi merupakan evaluasi kualitas dari beberapa karakteristik yang berhubungan dengan standart atau spesifikasi. Proses inspeksi berkembang paralel seiring dengan perkembangan sistem yang semakin kompleks dan proses produksinya. Inspeksi terdiri dari beberapa kegiatan diantaranya adalah interpretasi spesifikasi, pengukuran dan perbandingan dengan spesifikasi, menilai kesesuaian, klasifikasi sesuai kasus,



klasifikasi tidak sesuai kasus, dan pencatatan dan pelaporan data yang diperoleh. Beberapa teknik inspeksi yang dapat digunakan merupakan pilihan dari jadwal spesifik, akan bergantung pada keakuratan dan biaya dari inspeksi tersebut, menyeimbangkan antara uang yang dihabiskan pada pengukuran keselamatan dengan bisnis dikembalikan lagi kepada sistem yang dipertahankan integritasnya.

Berdasarkan API 510 *Pressure Vessel Inspection Code*, interval inspeksi dilakukan sesuai dengan jenis inspeksi. Jenis inspeksi menurut API 510 antara lain *Internal*, *On-Stream* dan *External Inspection*. Inspeksi internal harus dilakukan pada saat *Shutdown* untuk keamanan. Sedangkan inspeksi *On-Stream* dilakukan pada saat peralatan sedang beroperasi. Sementara inspeksi eksternal dilakukan hanya menggunakan *visual*. API 510 menyebutkan bahwa:

- a) Inspeksi *internal* dan *On-Stream* pada bejana tekan dilakukan maksimal 10 tahun atau setengah dari sisa umur pakai (*Remaining Life*) dari peralatan. Apabila nilai *Remaining Life* pada peralatan kurang dari 4, maka interval inspeksinya adalah *full Remaining Life* atau maksimal 2 tahun.
- b) Inspeksi eksternal pada bejana tekan dilakukan maksimal 5 tahun.

Tujuan dari pelaksanaan inspeksi internal adalah menemukan indikasi kerusakan yang tidak bisa ditemukan melalui kegiatan monitoring reguler pada *Corrosion Monitoring Locations* (CMLs) eksternal. Ketentuan ini berlaku apabila tidak ada ketentuan khusus dari penerapan RBI terhadap bejana tekan tersebut.

Suatu perusahaan migas atau petrokimia tentunya memiliki sejumlah bejana tekan yang terdapat di dalam fasilitas memprosesnya. Inspeksi internal diprogramkan untuk dilakukan terhadap bejana tekanan dengan didasarkan pada ketentuan yang ada dalam program RBI, atau dengan metode lain, yaitu yang



didasarkan pada hasil analisa data historis. Dalam metode historis, hasil inspeksi dari suatu bejana tekan yang pernah diinspeksi internal kemudian dijadikan acuan dalam menentukan interval inspeksi internal dan metode inspeksi bejana tekan yang akan digunakan.

API Standard 510 memberikan suatu alternatif dimana disebutkan bahwa metode inspeksi internal dapat digantikan dengan metode inspeksi on-stream apabila bejana tekan tersebut memenuhi sejumlah persyaratan. Persyaratan tersebut diantaranya ialah mengenai ada atau tidaknya akses untuk melakukan inspeksi internal, nilai laju korosi, sisa umur pakai, lama beroperasi, potenssi terjadinya *creep*, potensi terjadinya HTHA dan SCC dan juga mengenai ada atau tidaknya *lining internal* pada bejana tekan.

Inspeksi jenis *On-Stream* tidak bisa dilakukan dalam semua kondisi. Oleh karena itu, inspeksi *On-Stream* pada *vessel* harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- a) Ketika ukuran atau konfigurasi pada *vessel* tidak mungkin dilakukan pada inspeksi internal secara fisik.
- b) Ketika *vessel* memungkinkan secara fisik untuk dilakukan inspeksi internal dan memenuhi persyaratan berikut:
  1. Korosi yang terjadi pada *vessel* kurang dari 0.005 inchi atau 0,125 mm per tahun.
  2. *Remaining Life* pada *vessel* lebih besar dari 10 tahun.
  3. Sifat korosif pada fluida, termasuk efek komponen yang rusak, telah ditentukan minimal 5 tahun masa operasi dengan servis operasi yang sama.
  4. Tidak terdapat kondisi yang dipertanyakan selama inspeksi eksternal dilaksanakan.
  5. Temperatur operasi pada *shell* di bejana ketan tidak melebihi batas temperatur minimal untuk *creep-rupture range* pada material *vessel*.



6. Material bejana tekan tidak memiliki potensi untuk mengalami *environmental cracking* atau *hydrogen damage* yang disebabkan jenis fluida yang diproses.
7. Bejana tekan tidak mempunyai *lining* yang terikat secara tak terintegrasi, seperti *stip lining* atau *plate lining*.

Selain itu, beberapa ketentuan ta,bahan dan dasar-dasar pertimbangan mengenai subsitusi metode inspeksi internal dengan inspeksi *on-stream* dijelaskan juga dalam API 510 *section* 6.5.2.2 hingga 6.5.2.4 yaitu sebagai berikut:

6.5.2.2 Inspeksi *On-Stream* dapat diterapkan apabila penilaian RBI menentukan bahwa nilai resiko dari kegagalan bejana tekan cukup rendah dan nilai efektifitas teknik *Non Destructive Examination* (NDE) cukup memuaskan dalam memprediksi mekanisme kerusakan. Penilaian ini seharusnya juga memasukkan *review* mengenai kondisi proses pada masa lalu dan seperti apa kondisi proses pada masa yang akan datang.

6.5.2.3. Ketika terhadap suatu bejana tekan dilakukan inspeksi internal, maka hasil dari inspeksi tersebut dapat digunakan untuk menentukan apakah inspeksi *On-Stream* dapat digunakan untuk menggantikan inspeksi internal pada bejana tekan yang sejenis yang beroperasi dalam servis dan kondisi yang sama atau sejenis.

6.5.2.4 Pada saat inspeksi *On-Stream* telah diputuskan akan dilakukan, maka tipe NDE yang digunakan harus direncanakan secara spesifik dalam perencanaan inspeksi. Hal ini dapat meliputi pengukuran ketebalan dengan menggunakan *Ultrasonic Testing* (UT), radiografi, atau metode NDE lainnya yang cocok untuk mengukur ketebalan plat logam dan atau untuk memberikan penilaian terhadap integritas dari elemen pembatas tekanan. Pada pelaksanaan inspeksi *On-Stream*, inspektor harus diberikan akses yang cukup kepada semua bagian dari struktur



bejana tekan (*head*, *shell*, dan *nozzle*) sehingga sebuah penilaian yang akurat dari kondisi bejana tekan dapat dibuat.

Substitusi metode inspeksi internal dengan metode inspeksi *On-Stream* menjadi sangat penting mengingat pelaksanaan kegiatan inspeksi internal memiliki beberapa keterbatasan diantaranya:

- a. Hanya bisa dilakukan pada saat bejana tekan tidak beroperasi.
- b. Adanya kapasitas produksi yang hilang karena kegiatan operasi suatu bejana tekan harus dihentikan.
- c. Membutuhkan biaya inspeksi dan perawatan yang relatif lebih banyak.
- d. Aspek *safety*, *health and environment* (SHE) merupakan pertimbangan yang juga perlu diperhatikan.

Sedangkan inspeksi eksternal dilakukan untuk memeriksa kondisi permukaan luar bejana tekan, sitem isolasi, sistem pelapisan dan pelindung, pendukung, struktur yang terkait, kebocoran, *hot spot*, getaran, kelonggaran ekspansi dan *general alignment* pada bejana tekan. Pemeriksaan eksternal juga dilakukan pada sambungan las. Secara umum teknik pemeriksaan eksternal menggunakan metode visual.

Untuk menghitung *Remaning Life* pada suatu peralatan dapat digunakan persamaan sebagai berikut:

$$R_L = \frac{t_{act} - t_{min}}{CR} \quad (2.9)$$

dimana:

- $R_L$  = *Remaining Life* / Sisa Umur Pakai (*years*)  
 $t_{act}$  = Tebal Aktual (mm)  
 $t_{min}$  = Tebal Minimum (mm)  
 $CR$  = *Corrosion Rate* / Laju Korosi (mm/year)



## 2.9 Failure Modes and Effect Analysis (FMEA)

*FMEA* merupakan salah satu teknik yang sering digunakan untuk melakukan analisa keandalan sistem. *FMEA* memuat bentuk-bentuk kegagalan (*failure mode*), penyebab bagaimana suatu komponen dapat mengalami kegagalan operasi/kerusakan dan akibat yang dihasilkan dari kerusakan tersebut. Tujuan *FMEA* ini adalah untuk mengidentifikasi *failure mode* dan memeringkatkan sesuai dengan *effect* pada *product performance*, selanjutnya menetapkan prioritas untuk perbaikan. (Modarres, 1999)

Data *FMEA* diperoleh berdasarkan *machine history record* dan wawancara yang didapat dari *maintener*. *FMEA* memiliki kegunaan antara lain:

1. Ketika diperlukan tindakan *preventive* sebelum *event* terjadi
2. Ketika ingin mengetahui alat deteksi yang ada bila terjadi kegagalan
3. Pemakaian proses baru
4. Perubahan komponen peralatan
5. Pemindahan komponen ke arah baru

Menurut Modarres, resiko adalah kombinasi dari kecenderungan (*occurrence*) dan tingkat keparahan suatu kondisi bahaya (*severity*). Untuk mendapatkan nilai resiko dari masing-masing komponen maka *rangking* dari *severity* dan *occurrence* tiap komponen ditentukan terlebih dahulu mengikuti Tabel 2.6 dan Tabel 2.7 dibawah ini.





Tabel 2.6 Kategori *Severity*

<i>Effect</i>	<i>Severity of Effect</i>	<i>Ranking</i>
Kegagalan untuk memenuhi persyaratan keselamatan dan/atau peraturan	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Potential failure mode</i> mempengaruhi operasional alat dan/atau melibatkan pelanggaran terhadap peraturan pemerintah tanpa adanya peringatan</li> </ul>	10
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Potential failure mode</i> mempengaruhi operasional alat dan/atau melibatkan pelanggaran terhadap peraturan pemerintah dengan adanya peringatan</li> </ul>	9
Kehilangan atau penurunan fungsi utama	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alat tidak dapat beroperasi dengan adanya kerusakan tanpa mengindahkan <i>safety</i></li> </ul>	8
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alat tidak dapat beroperasi dengan adanya kerusakan alat</li> </ul>	7
Kehilangan atau penurunan fungsi kedua	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alat tidak dapat beroperasi dengan sedikit kerusakan</li> </ul>	6
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alat tidak dapat beroperasi tanpa adanya kerusakan</li> </ul>	5
Gangguan ( <i>Annoyance</i> )	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alat beroperasi dengan penurunan pada kinerja sistem yang signifikan</li> </ul>	4
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alat beroperasi dengan penurunan pada kinerja sistem</li> </ul>	3
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alat beroperasi dengan gangguan kecil/minimum</li> </ul>	2
<i>No Effect</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Hampir tidak ada efek</li> </ul>	1

(Carl S. Carlson, 2012)

Tabel 2.7 Kategori *Occurence*



Kemungkinan Gagal Fungsi	Kemungkinan Kecelakaan/ Gagal Fungsi	Ranking
Sangat Tinggi:	>1 dalam 2	10
Kegagalan hampir tidak bisa dihindari	1 dalam 3	9
Tinggi:	1 dalam 8	8
Kegagalan berulang-ulang	1 dalam 20	7
Sedang:	1 dalam 80	6
Kegagalan kadang-kadang	1 dalam 400	5
	1 dalam 2000	4
Rendah:	1 dalam 15.000	3
Kegagalan relatif sedikit	1 dalam 150.000	2
Remote:		
Kegagalan jarang terjadi	<1 dalam 1.500.000	1

(Modarres, 1999)

## 2.10 Penelitian Sebelumnya

1. Juwita Nurcahyawening Tri, 2010, *Perencanaan Inspeksi dengan Risk Based Inspection pada Boiler B-6201 di PT. Petrokimia Gresik.*

Dalam tugas akhir ini peralatan yang diteliti adalah Boiler. Pada boiler terdapat beberapa komponen yang memiliki fungsi masing-masing. Sebelum dilakukan penilaian menggunakan metode kualitatif dan kuantitatif RBI API 581, dilakukan identifikasi resiko menggunakan FMEA (*Failure Modes and Effect Analysis*).

2. Intan Karismawati, 2013, *Penilaian Resiko dan Perencanaan Program Inspeksi pada Pressure Vessel dengan Menggunakan Risk Based Inspection API 581.*  
Dalam tugas akhir ini bertujuan untuk menentukan level resiko, jenis dan interval waktu inspeksi dan biaya



inspeksi pada peralatan *pressure vessel*. Metode penilaian yang digunakan adalah metode semi-kuantitatif RBI API 581. Sebelum dilakukan penilaian, dilakukan tahap evaluasi *existing inspection* dan identifikasi *Damage Mechanical*.

3. Moamar Al Qathafi, 2015, *Studi Aplikasi Risk Based Inspection (RBI) Semi-Kuantitatif API 581 Pada Production Separator*.

Dalam tugas akhir ini bertujuan untuk merancang sebuah jadwal inspeksi dan metode inspeksi yang tepat berdasarkan metode semi-kuantitatif RBI pada *Production Separator*. Hasil analisa dalam penelitian ini menunjukkan beberapa bagian harus dilakukan *detail analysis* dan *repair*. Metode inspeksi yang digunakan berupa *visual examination* dan *ultrasonic test*.

4. Eric Prasetyo, 2015, *Studi Aplikasi Risk Based Inspection (RBI) Pada Process Piping PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4" Dengan Metode Api 581 Base Resource Document di Industri Minyak Dan Gas*.

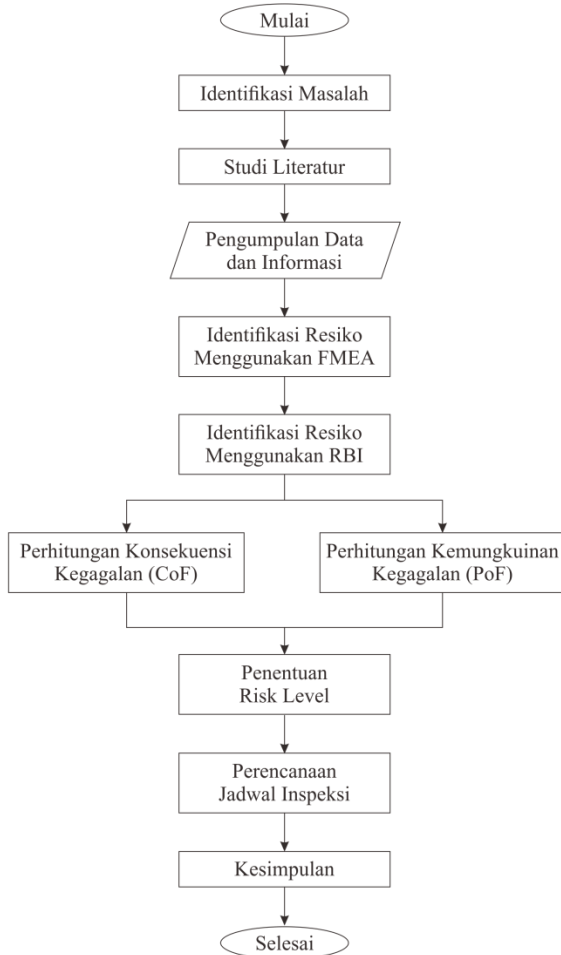
Dalam penelitian ini bertujuan untuk memahami analisa tingkat resiko dan merancang metode dan penjadwalan inspeksi pada *process piping*. Hasil analisa menunjukkan bahwa seluruh pipa harus segera dilakukan reparasi karena ketebalan aktual pipa lebih kecil dari ketebalan pipa yang dibutuhkan.



*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*

## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1 Diagram Alir Penelitian



Gambar 3.1 Diagram Alir Metode Penelitian



### 3.2 Prosedur Penelitian

Adapun langkah-langkah yang nantinya ditempuh dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

#### 3.2.1 Identifikasi Masalah

Tahap ini bertujuan untuk mencari dan menemukan masalah yang ada di area proses produksi pupuk Urea PT. Petrokimia Gresik. Penelitian ini dilakukan atas dasar permasalahan yang ditemukan pada peralatan *Stripper DA-101*. Peralatan ini terdiri dari beberapa komponen yang memiliki fungsi berbeda-beda. Berdasarkan data inspeksi, beberapa komponen utama sering mengalami kerusakan, diantaranya adalah *Tube* dan *Swirl*. Kedua komponen ini mengalami penipisan pada beberapa bagian yang menyebabkan komponen tersebut harus mengalami *repair* dengan cara diplug. Pada penelitian ini, seluruh komponen utama dilakukan analisa resiko untuk mengatui tingkat resiko dari masing-masing komponen dan juga interval inspeksi untuk peralatan *Stripper DA-101*.

#### 3.2.2 Studi Literatur

Setelah dilakukan identifikasi masalah, maka diperlukan studi literatur yang berhubungan dengan penelitian ini. Hal ini diperlukan untuk menyelesaikan permasalahan yang ada mengenai *risk analysis* pada *Stripper DA-101*. Studi yang diperlukan adalah dengan mempelajari FMEA, RBI API 581, API 510 dan proses pada peralatan serta kerusakan-kerusakan yang terjadi pada *Stripper DA-101*.



### 3.2.3 Pengumpulan Data dan Informasi

Pada Tahap ini bertujuan untuk mengumpulkan data yang relevan untuk mendapatkan hasil analisa resiko yang optimal. Dalam penelitian ini diperlukan data primer dan sekunder. Data primer berupa data hasil inspeksi pada peralatan, *process flow diagram*, *piping & instrument diagram*, spek dan desain *Stripper DA-101*. Sedangkan data sekunder berupa data *history* dan hasil wawancara kepada *engineer* mengenai alat.

### 3.2.4 Identifikasi Resiko menggunakan FMEA

Identifikasi Resiko menggunakan *FMEA (Failure Modes and Effect Analysis)* bertujuan untuk mengembangkan mekanisme kegagalan dan mengetahui tingkat resiko yang terjadi pada *Stripper DA-101*. Metode ini merupakan analisa resiko secara kualitatif terhadap kehandalan suatu sistem yang didalamnya memuat bentuk-bentuk kegagalan (*failure mode*) dan penyebab bagaimana komponen dapat mengalami kegagalan operasi/kerusakan. Komponen yang dimasukkan pada analisa ini adalah komponen yang memiliki potensi *function failure*. Berdasarkan Tabel 2.5 dan Tabel 2.6, komponen tersebut dinyatakan dalam ranking pada *occurance* dan *severity*. Hasil kali *occurance* dan *severity* menghasilkan nilai *Risk Priority Number (RPN)*. Pada analisa FMEA ini, digunakan **nilai occurrence minimal 3** dan **severity minimal 2** pada komponen sebagai kriteria dilakukannya analisa lebih lanjut menggunakan RBI.



### **3.2.5 Identifikasi Resiko Menggunakan RBI**

Komponen yang memenuhi kriteria dalam analisa resiko menggunakan FMEA akan dilakukan analisa RBI. Analisa RBI dilakukan berdasarkan *Appendix B – Workbook for Semi-Quantitative RBI API 581 Base Resource Document*. Data-data yang digunakan dalam analisa ini menggunakan data operasi, inspeksi dan *engineering judgement*.

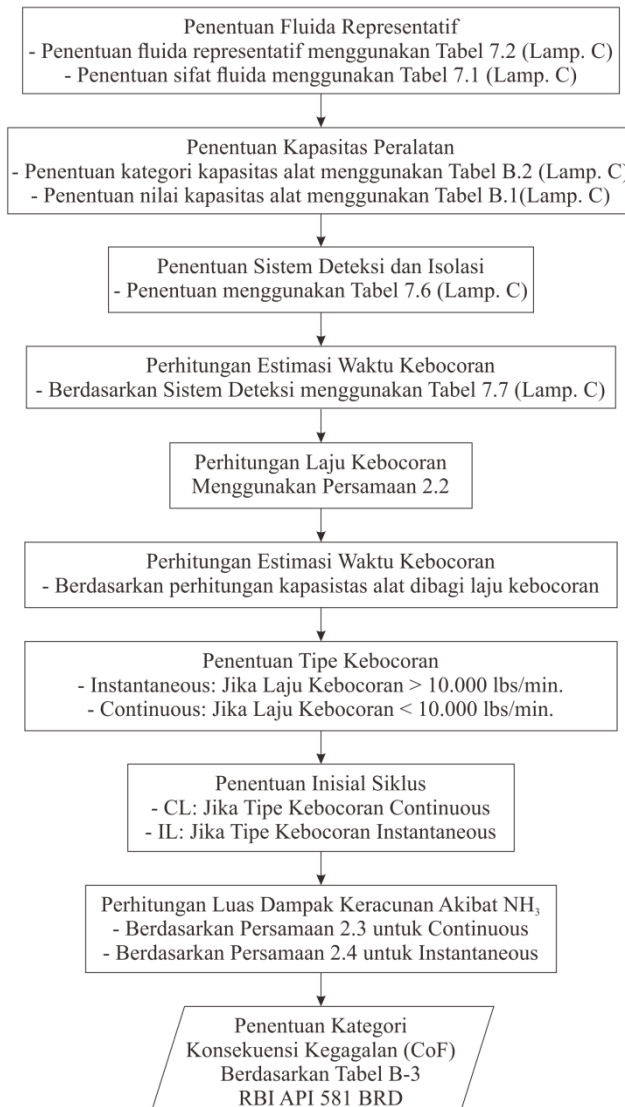
### **3.2.6 Perhitungan CoF (*Consequence of Failure*)**

Tujuan dari tahap ini adalah untuk menentukan nilai konsekuensi kegagalan dengan menganalisa hal-hal sebagai berikut:

1. Menentukan fluida representatif
2. Menentukan ukuran lubang kebocoran
3. Menghitung durasi kebocoran
4. Menghitung laju kebocoran
5. Menentukan tipe kebocoran
6. Menentukan fasa akhir dari kebocoran
7. Menghitung luas dampak akibat kebocoran

Langkah-langkah perhitungan Konsekuensi Kegagalan berdasarkan *Risk Based Inspection* dapat dilihat pada Gambar 3.2 dibawah ini.





Gambar 3.2 Diagram Alir Perhitungan CoF

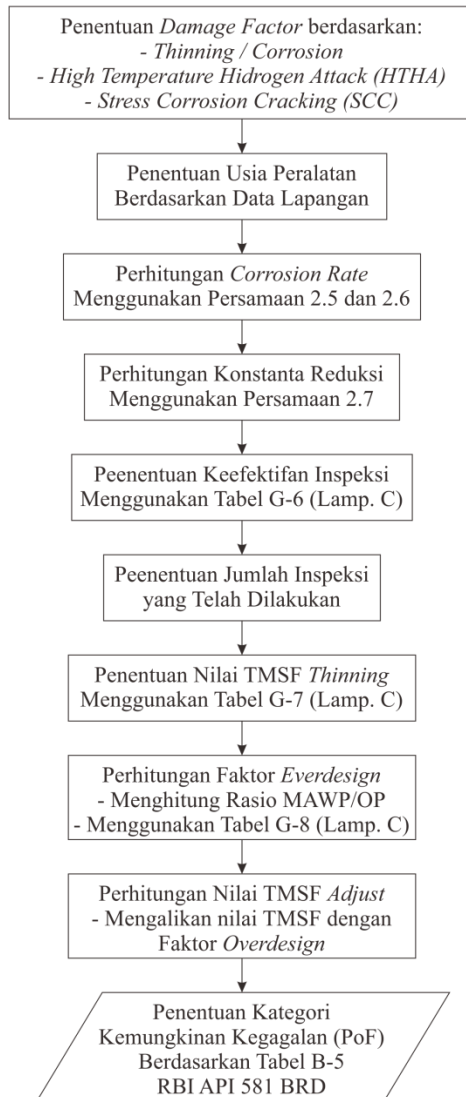


### 3.2.7 Perhitungan PoF (*Probability of Failure*)

Tujuannya adalah untuk mendapatkan nilai dari kemungkinan kegagalan yang terjadi berdasarkan TMSF (*Technical Module Sub Factor*) di bawah ini:

1. *Thinning*
2. *Stress Corrosion Cracking (SCC)*
3. *High Temperature Hydrogen Attack (HTHA)*

Langkah-langkah perhitungan Kemungkinan Kegagalan berdasarkan *Risk Based Inspection* dapat dilihat pada Gambar 3.3 dibawah ini.



Gambar 3.3 Diagram Alir Perhitungan PoF



### **3.2.8 Penentuan *Risk Level***

Tahap penentuan *risk level* adalah untuk menentukan tingkat resiko suatu peralatan yang tergolong dalam *Low Risk*, *Medium Risk*, *Medium-High Risk* dan *High Risk*. Hasil resiko dinyatakan dalam Persamaan 2.8 dan Matriks Resiko pada gambar 2.17.

### **3.2.9 Perencanaan Jadwal Inspeksi**

Tahap ini bertujuan untuk menentukan jadwal inspeksi pada peralatan berdasarkan tingkat resikonya. Penjadwalan ini menjadi salah satu tujuan dari penelitian ini untuk meningkatkan efektifitas dari jumlah inspeksi yang dilakukan. Penjadwalan inspeksi yang tepat dapat menghindari terjadinya *over-inspection* untuk peralatan yang memiliki resiko yang rendah dan inspeksi dilakukan lebih intensif untuk peralatan dengan resiko tinggi. Analisa perencanaan jadwal inspeksi pada penelitian ini berdasarkan *API 510 Pressure Vessel Inspection Code*.

## **BAB IV**

### **ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

#### **4. 1 Data Umum**

Data umum peralatan *Stripper DA-101* digunakan untuk mendukung analisa pada penelitian ini. Adapun data dari peralatan adalah sebagai berikut:

- |                                 |   |
|---------------------------------|---|
| 1. <i>Tag Number</i>            | : DA-101  |
| 2. <i>Description</i>           | : <i>Stripper</i>                                 |
| 3. <i>Design Pressure</i>       | : 175 kg/cm <sup>2</sup> (2488,5 psi)             |
| 4. <i>Operating Pressure</i>    | : 170 kg/cm <sup>2</sup> (2417,9 psi)             |
| 5. <i>Design Temperature</i>    | : Top: 194°C (381,2°F)<br>Bottom: 177°C (350,6°F) |
| 6. <i>Operating Temperature</i> | : Top: 193°C (379,4°F)<br>Bottom: 176°C (348,8°F) |
| 7. <i>Fabrication Design</i>    | : Toyo Engineering Corporation                    |
| 8. <i>Year of Built</i>         | : 1994  |

Selain data diatas, terdapat juga data lain seperti data inspeksi dan *historical equipment* yang akan juga digunakan untuk analisa resiko.

#### **4.2 Komponen *Stripper DA-101***

Stripper merupakan salah satu *heat exchanger shell tube* yang berfungsi untuk memisahkan eksek NH<sub>3</sub> dan menguraikan *ammonium carbamate* yang memiliki beberapa komponen utama. Komponen dan fungsi pada alat ini dapat dilihat pada Tabel 4.1.



Tabel 4.1 Fungsi Komponen *Stripper DA-101*

No.	Komponen	Fungsi
1.	<i>Lining Plate</i>	Lapisan bagian dalam shell yang kontak langsung dengan fluida yang berfungsi untuk mencegah terjadinya erosi pada shell
2.	<i>Support Tray</i>	Menyangga <i>sieve tray</i> pada posisi yang tepat
3.	<i>Distributor Plate</i>	Membentuk aliran larutan urea pada tube menjadi aliran yang berbentuk lapisan film tipis
4.	<i>Sieve Tray</i>	Plate yang terdiri dari lubang-lubang kecil berfungsi untuk menghindari tumbukan langsung antara larutan urea dengan <i>distributor plate</i>
5.	<i>Swirl</i>	Membentuk gaya sentrifugal pada larutan urea agar dapat membasahi dinding pada <i>tube</i> secara merata
6.	<i>Tube Sheet Atas</i>	Memegang <i>tube</i> bagian atas Memisahkan <i>shell side</i> (area yang terkena uap) dengan <i>shell</i> bagian atas
7.	<i>Tube</i>	Tempat terjadinya proses stripping $\text{NH}_3$ oleh gas $\text{CO}_2$ dan terjadi perpindahan panas dari <i>condensate</i>
8.	<i>Tube Sheet Bawah</i>	Memegang tube bagian bawah Memisahkan <i>shell side</i> dengan <i>shell</i> bagian bawah
9.	$\text{CO}_2$ <i>Distributor Pipe</i>	Mengalirkan gas $\text{CO}_2$ kedalam <i>shell</i> bagian bawah
10.	<i>Shell</i>	Melindungi seluruh komponen pada Stripper ( <i>cover</i> )



### 4.3 Identifikasi Resiko Menggunakan FMEA

Metode FMEA memuat *failure mode* dari setiap komponen, penyebab terjadinya kegagalan dan dampak dari kegagalan tersebut. Komponen yang dimasukkan dalam analisa FMEA adalah komponen utama yang menunjang kinerja dan keselamatan dari *Stripper DA-101*. Pada penelitian ini, terdapat 10 komponen utama yang dilakukan analisa FMEA, antara lain: *Lining Plate*, *Tube*, *Swirl*, *Distributor Plate*, *Shell*, *Sieve Tray*, *CO<sub>2</sub> Distributor Pipe*, *Tube Sheet Atas*, *Tube Sheet Bawah* dan *Support Tray*.

Lembar kerja penilaian resiko menggunakan FMEA dapat dilihat pada **Lampiran B**. Hasil penilaian resiko dari komponen *Stripper DA-101* menggunakan FMEA dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Hasil Analisa Resiko menggunakan FMEA

No.	Komponen	Occurrence (O)	Severity (S)	Risk Priority Number (O x S)
1.	<i>Lining Plate</i>	3	9	27
2.	<i>Tube</i>	3	8	24
3.	<i>Swirl</i>	4	4	16
4.	<i>Distributor Plate</i>	4	4	16
5.	<i>Shell</i>	1	6	6
6.	<i>Sieve Tray</i>	3	2	6
7.	<i>CO<sub>2</sub> Distributor Pipe</i>	4	1	4
8.	<i>Tube Sheet Atas</i>	1	3	3
9.	<i>Tube Sheet Bawah</i>	1	3	3
10.	<i>Support Tray</i>	1	2	2

Berdasarkan Tabel 4.2 diatas, komponen *Lining Plate* memiliki nilai RPN paling tinggi pada analisa FMEA. *Lining Plate* memiliki nilai resiko sebesar 27. Potensi kegagalan yang



dapat terjadi adalah penipisan yang dapat menyebabkan kebocoran. Penipisan ini disebabkan oleh korosi erosi. Komponen yang terbuat dari material *stainless steel* ini memiliki fungsi untuk mencegah terjadinya kontak langsung antara larutan urea dengan *shell* (terbuat dari material baja karbon). Apabila terjadi kebocoran pada *lining plate*, larutan urea yang mengandung *ammonia carbamate* akan mengakibatkan erosi pada *shell*. Kondisi ini dapat menyebabkan *shell* berlubang sehingga larutan urea akan keluar dan udara akan masuk kedalam *shell*. Dampak terburuk yang dapat terjadi adalah terjadinya ledakan akibat adanya tekanan tinggi pada *Stripper DA-101*.

Komponen yang memiliki nilai resiko tinggi kedua selanjutnya adalah *Tube*. *Tube* memiliki nilai resiko sebesar 24. Komponen ini menjadi fungsi utama dalam proses *stripping*  $\text{NH}_3$  oleh  $\text{CO}_2$  dan pemanasan uap jenuh. Kegagalan yang terjadi adalah penipisan. Penipisan ini disebabkan akibat korosi erosi pada bagian *tube end* dan *tube*. Diameter luar dan permukaan *tube end* menjadi semakin kecil, sehingga menyebabkan sambungan *tube* dengan *swirl* menjadi tidak sempurna. Diameter yang lebih kecil akan menimbulkan *gap* antara *swirl inside* dan bagian luar *tube end*. *Gap* yang besar akan meningkatkan peluang terjadinya instalasi *swirl* yang tidak sempurna. Sedangkan penipisan yang terjadi pada bagian dalam *tube* dapat menyebabkan *tube* menjadi berlubang. *Tube* yang berlubang dapat menyebabkan kebocoran, sehingga larutan yang mengandung *Ammonia Carbamate* bercampur dengan *steam*. Kondisi ini dapat mengakibatkan pembekuan urea yang berdampak pada proses *stripping*. Sehingga, apabila hal ini terjadi, pabrik harus segera di *shutdown* untuk dilakukan inspeksi pada bagian ini.

Pada ranking RPN selanjutnya adalah komponen *Swirl* dengan nilai resiko sebesar 16. *Swirl* memiliki 6 lubang sebesar 2,8 mm. Lubang ini berfungsi untuk membentuk gaya *tangential* pada larutan urea agar dapat membasahi dinding bagian dalam *tube* secara merata. Apabila terjadi korosi pada lubang ini, maka diameter *hole* akan membesar. Diameter *hole* yang mencapai 3,5





mm, *liquid level* diatas *hole* hanya menjadi 25-30 mm. Dalam kondisi normal, *liquid level* diatas *hole* mencapai 60-70 mm. Kondisi ini dapat menyebabkan kecepatan larutan urea yang mengalir pada *hole* akan menurun sehingga menurunkan gaya *tangential*. Selain itu, aliran fluida akan menurun pada bagian *central area*.

Dengan memiliki nilai RPN yang sama dengan *Swirl*, komponen *Distributor Plate* juga menjadi komponen yang memenuhi kriteria. Komponen ini terdiri dari lubang-lubang kecil berukuran 3 mm yang tersusun pada seluruh permukaannya. *Distributor Plate* berfungsi membentuk aliran larutan urea pada tube menjadi aliran yang berbentuk lapisan film tipis. Kegagalan yang terjadi pada komponen ini adalah ukuran diameter *hole* membesar. Apabila diameter *hole* telah mencapai 3,7 mm atau lebih dari 3 mm, larutan urea tidak mampu mencapai ke bagian *central area*. Kondisi ini menyebabkan larutan tidak dapat masuk kedalam *Swirl* yang berada pada *central area*, sehingga akan mempengaruhi proses yang berdampak pada hasil produksi.

Selanjutnya, komponen *Sieve Tray* memiliki nilai RPN sebesar 6 dengan nilai *occurence* sebesar 3 dan *severity* sebesar 2. Kegagalan yang terjadi pada komponen ini adalah diameter *hole* membesar. Diameter *hole* pada *Sieve Tray* adalah 6 mm berdasarkan desain awal. Pada saat diameter *hole* menjadi 7,3 mm akibat korosi, *weeping* akan terjadi sekitar 70-80%. Kondisi ini akan menghasilkan fluida yang mengalir melalui lubang-lubang menjadi berlebih, sehingga dapat mempengaruhi sistem. Berdasarkan kriteria yang telah ditentukan, *Sieve Tray* perlu dilakukan analisa lebih lanjut menggunakan RBI sesuai dengan kriteria FMEA.

Pada ke-5 komponen lainnya, yaitu *Shell*, *CO<sub>2</sub> Distributor Pipe*, *Tube Sheet Atas*, *Tube Sheet Bawah* dan *Support Tray* tidak perlu dilakukan analisa RBI lebih lanjut karena tidak memenuhi kriteria. Selain itu, kegagalan yang terjadi pada komponen tersebut dikategorikan sebagai kegagalan yang jarang terjadi. Dampak yang ditimbulkan akibat kegagalan



tersebut juga tidak besar. Kemudahan dalam perbaikan pada komponen tersebut juga menjadi alasan untuk tidak dilakukan analisa lebih lanjut menggunakan RBI.

Pada analisa FMEA, digunakan nilai *occurrence* minimal 3 dan *severity* minimal 2 sebagai kriteria dilakukannya analisa lebih lanjut menggunakan RBI. Penentuan kriteria dengan nilai *occurrence* minimal sebesar 3 menunjukkan bahwa kegagalan yang terjadi dalam skala 1 : 15.000, sedangkan nilai *severity* minimal 2 menunjukkan dampak yang terjadi akibat kegagalan dapat menyebabkan kerusakan pada peralatan. Sehingga, dapat disimpulkan bahwa komponen yang akan dilakukan analisa lebih lanjut menggunakan RBI adalah *Lining Plate*, *Tube*, *Swirl*, *Distributor Plate* dan *Sieve Tray*.

#### **4.4 Analisa Risk Based Inspection Semi-Kuantitatif**

Analisa RBI berdasarkan metode semi kuantitatif dapat dihitung dengan berpedoman pada *Appendix B-Workbook for Semi-Quantitative Risk Based Inspection Analysis API 581*. Pada *wrokbook* ini terdapat lima lembar kerja, yaitu Bagian A, Bagian B, Bagian C1, Bagian C2 dan Bagian D. Kelima lembar kerja tersebut nantinya akan digunakan untuk menghitung konsekuensi kegagalan (*consequence of failure*) dan kemungkinan kegagalan (*probability of failure*) sehingga dapat ditentukan nilai resiko masing-masing komponen.

##### **4.4.1 Konsekuensi Kegagalan (*Consequence of Failure*)**

###### **4.4.1.1 Bagian A: Perhitungan Laju Kebocoran**

Fluida representatif yang terdapat pada *Stripper DA-101* adalah berupa larutan urea yang masih mengandung . Larutan ini tergolong kedalam bagian *Acid (medium)* berdasarkan Tabel 7-1 RBI API 581 *Base Resource Document (Lampiran C)*. Sehingga berdasarkan Tabel 7-2 RBI API 581 *Base Resource Document (Lampiran C)* dapat ditentukan fluida tersebut memiliki sifat sebagai berikut:



---

1. <i>Molecular Weight</i>	: 18
2. <i>Density</i>	: 62.3 lb/ft <sup>3</sup>
3. <i>Normal Boiling Point</i>	: 212°F
4. <i>C<sub>p</sub></i>	: 32.4
5. <i>Ambient State</i>	: <i>Liquid</i>
6. <i>Auto Ignition Temp</i>	: n/a

Setelah mengetahui *fluida* representatif, selanjutnya menentukan nilai kategori penyimpanan (*inventory categories*). Berdasarkan Tabel B-2 dari *Appendix B API 581 Base Resource Document (Lampiran C)*, maka nilai kategori dari alat *Stripper DA-101* termasuk ke dalam kategori “D”, yaitu jika kebocoran terjadi akan mengakibatkan keluaran *fluida* sebesar kapasitas total peralatan, ditambah dengan 10 atau lebih peralatan lain. Besar kapasitas peralatan adalah sebesar 45.820 liter atau setara dengan 101.015,81 lbs. Sehingga berdasarkan Tabel B-1 dari *Appendix B API 581 Base Resource Document (Lampiran C)*, maka kemampuan penyimpanan dari *Stripper DA-101* termasuk dalam kategori D dengan nilai sebesar 500.000 lbs.

Pada alat *Stripper DA-101* memiliki detektor yang berfungsi untuk menunjukkan adanya indikasi terjadinya kebocoran. Sehingga sistem deteksi pada peralatan ini berada pada kategori B, dimana detektor akan memberikan informasi kepada operator ketika terdapat *fluida* yang keluar.

Selain sistem deteksi, sistem isolasi juga menjadi hal yang perlu diperhatikan. Pada saat terjadi kebocoran, proses tidak diberhentikan secara otomatis. Sehingga dalam hal ini peralatan masuk ke dalam isolasi kategori B. Kategori B menyebutkan bahwa apabila terjadi kebocoran maka yang dapat memberhentikan operasi adalah operator melalui *control room*. Analisa kategori sistem deteksi dan isolasi ini berdasarkan pada Tabel 7-6 RBI API 581 *Base Resource Document (Lampiran C)*.

Berdasarkan sistem deteksi dan isolasi yang telah diketahui, maka didapatkan asumsi durasi kebocoran dengan melihat Tabel 7-7 RBI API 581 *Base Resource Document*



**(Lampiran C).** Durasi kebocoran pada alat ini adalah sebagai berikut:

Tabel 4.3 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Sistem Isolasi

No	Komponen	<i>Rupture</i> (inchi)	Ukuran Lubang			<i>Rupture</i>
			¼ inch	1 inch	4 inch	
1.	<i>Lining Plate</i>	16	40 menit	30 menit	20 menit	0
2.	<i>Tube</i>	3,89	40 menit	30 menit	-	0
3.	<i>Swirl</i>	4,02	40 menit	30 menit	20 menit	0
4.	<i>Distributor Plate</i>	16	40 menit	30 menit	20 menit	0
5.	<i>Sieve Tray</i>	16	40 menit	30 menit	20 menit	0

Asumsi lubang kebocoran berdasarkan ketentuan di *API RBI 581 Base Resource Document*. Ukuran lubang yang diasumsikan pada *pressure vessel* adalah sebesar ¼ inchi, 1 inchi 4 inchi dan *rupture*. Sementara untuk ukuran lubang *rupture* merupakan diameter dari komponen atau maksimum 16 inchi. Jadi apabila komponen memiliki diameter lebih dari 16 inchi, maka asumsi ukuran lubang adalah sebesar 16 inchi. Pada Tabel 4.3 menunjukkan bahwa pada *Tube* tidak memiliki asumsi kebocoran pada ukuran lubang 4 inchi. Hal ini disebabkan karena diameter yang dimiliki oleh *Tube* adalah sebesar 3,89 inchi, sehingga menggunakan *rupture* sebagai asumsi lubang kebocoran.

Setelah mendapatkan durasi kebocoran, tahap selanjutnya adalah menentukan laju kebocoran dari fluida yang mengalir. Jenis fluida yang mengalir mempengaruhi perhitungan untuk mendapatkan laju kebocoran. Dalam analisa ini fluida yang mengalir adalah *liquid*, maka perhitungan laju kebocoran sesuai



dengan Persamaan 2.2. Nilai *density* diperoleh dari sifat fluida *Acid (Medium)* yang telah didapatkan sebelumnya, yaitu sebesar 62,3 lb/ft<sup>3</sup>. Dengan menggunakan tersebut maka didapatkan nilai laju kebocoran adalah sebagai berikut:

Tabel 4.4 Laju Kebocoran

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	0,332	5,318	85,088	1361,413
2.	<i>Tube</i>	0,332	5,318	0	80,473
3.	<i>Swirl</i>	0,332	5,318	85,088	85,941
4.	<i>Distributor Plate</i>	0,332	5,318	85,088	1361,413
5.	<i>Sieve Tray</i>	0,332	5,318	85,088	1361,413

\*Satuan dalam lbs/sec

Hasil perhitungan laju kebocoran pada masing-masing lubang untuk komponen *Lining Plate*, *Distributor Plate* dan *Sieve Tray* memiliki nilai yang sama. Sedangkan *Tube* dan *Swirl* memiliki nilai laju kebocoran yang berbeda. Perhitungan laju kebocoran pada komponen *Tube* untuk lubang 4 inchi dianggap nol (0), karena diameter *Tube* sebesar 3,89 inchi. Sementara itu komponen *Swirl* pada ukuran lubang *rupture* memiliki nilai sebesar 85,941 lbs/sec dikarenakan diameter *Swirl* adalah 4,02 inchi.

Selanjutnya dilakukan perhitungan durasi kebocoran dengan cara membagi besarnya kemampuan penyimpanan (*inventory*) sebesar 500,000 lbs dengan laju kebocoran pada setiap lubang kebocoran, sehingga dapat diperoleh durasi kebocoran sebagai berikut:



Tabel 4.5 Durasi Kebocoran Sebenarnya

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	25.072	1.567	97,938	6,121
2.	<i>Tube</i>	25.072	1.567	-	103,555
3.	<i>Swirl</i>	25.072	1.567	97,938	96,966
4.	<i>Distributor Plate</i>	25.072	1.567	97,938	6,121
5.	<i>Sieve Tray</i>	25,072	1,567	97,938	6,121

\*Satuan dalam menit

Langkah selanjutnya adalah menentukan tipe kebocoran. Berdasarkan RBI API 581 *Base Resource Document* terdapat 2 tipe kebocoran, yaitu *instantaneous* dan *continuous*. Apabila selama 3 menit masa fluida yang keluar adalah sebesar 10.000 lbs, maka kondisi ini termasuk dalam tipe kebocoran *instantaneous*, jika tidak maka termasuk tipe *continuous*. Setelah dilakukan perhitungan, maka diperoleh tipe kebocoran pada setiap ukuran lubang kebocoran adalah sebagai berikut:

Tabel 4.6 Tipe Kebocoran

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	<i>C</i>	<i>C</i>	<i>I</i>	<i>I</i>
2.	<i>Tube</i>	<i>C</i>	<i>C</i>	-	<i>I</i>
3.	<i>Swirl</i>	<i>C</i>	<i>C</i>	<i>I</i>	<i>I</i>
4.	<i>Distributor Plate</i>	<i>C</i>	<i>C</i>	<i>I</i>	<i>I</i>
5.	<i>Sieve Tray</i>	<i>C</i>	<i>C</i>	<i>I</i>	<i>I</i>

Note: *C* = *Continuous* dan *I* = *Instantaneous*

Fasa akhir setelah kebocoran juga menjadi hal yang harus diperhatikan. Berdasarkan Tabel 7-5 RBI API 581 *Base Resource Document* (**Lampiran C**), fasa akhir yang terjadi setelah terjadi kebocoran adalah *liquid*.



#### 4.4.1.2 Bagian C1: Perhitungan Konsekuensi Kebakaran

Pada bagian perhitungan area konsekuensi yang terkena dampak kebakaran apabila terjadi kebocoran untuk semua komponen diasumsikan bernilai “0”. Hal ini disebabkan *liquid* pada peralatan yang berupa Larutan Urea bukan merupakan material yang bersifat *flammable*.

#### 4.4.1.3 Bagian C2: Perhitungan Konsekuensi Keracunan

Berdasarkan RBI API 581 *Base Resource Document* perhitungan konsekuensi keracunan hanya digunakan pada material yang mengandung *Hydrogen Fluoride* (HF), *Hydrogen Sulfide* (H<sub>2</sub>S), *Ammonia* (NH<sub>3</sub>) dan *Chlorine* (Cl). Fluida yang terdapat pada *Stripper DA-101* merupakan larutan asam kuat yang juga mengandung NH<sub>3</sub>. Sehingga analisa perhitungan konsekuensi keracunan diperlukan dalam analisa ini.

Langkah pertama yang dilakukan adalah menentukan tipe kebocoran berdasarkan perhitungan sebelumnya (Tabel 4.6). Berdasarkan RBI API 581 *Base Resource Document* tipe kebocoran terdiri dari dua tipe, yaitu *Continuousliquid* (CL) dan *Instantaneousliquid* (IL).

Tabel 4.7 Tipe Kebocoran Konsekuensi Keracunan

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	CL	CL	IL	IL
2.	<i>Tube</i>	CL	CL	-	IL
3.	<i>Swirl</i>	CL	CL	IL	IL
4.	<i>Distributor Plate</i>	CL	CL	IL	IL
5.	<i>Sieve Tray</i>	CL	CL	IL	IL

Selanjutnya, menghitung durasi kebocoran untuk *Ammonia*. Berdasarkan RBI API 581 *Base Resource Document* penentuan durasi kebocoran untuk lubang kebocoran ¼, 1, 4 dan 16 inchi masing-masing adalah sebesar 60, 30, 10 dan 0 menit.



Sehingga, dapat ditentukan durasi kebocoran untuk konsekuensi keracunana adalah sebagai berikut:

**Tabel 4.8 Durasi Kebocoran Konsekuensi Keracunan**

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	60	30	10	0
2.	<i>Tube</i>	60	30	-	0
3.	<i>Swirl</i>	60	30	10	0
4.	<i>Distributor Plate</i>	60	30	10	0
5.	<i>Sieve Tray</i>	60	30	10	0

\*Satuan dalam menit

Pada tahap akhir perhitungan konsekuensi keracunan adalah menentukan luas dampak akibat keracunan. Untuk material *Ammonia* dengan tipe kebocoran *continuous* digunakan persamaan Persamaan 2.3.

Sedangkan untuk tipe kebocoran *instantaneous* diperlukan perhitungan total massa kebocoran. Untuk material *Ammonia* diasumsikan sebesar 10, 100, 1.000 dan 10.000 lb untuk masing-masing lubang kebocoran. Sedangkan untuk menentukan luas dampak akibat keracunan *instantaneous* menggunakan Persamaan 2.4. Hasil perhitungan luas dampak akibat keracunan untuk tipe kebocoran dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

**Tabel 4.9 Luas Area Dampak Keracunan Tipe *Continuous***

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	3,082	54,557	0	0
2.	<i>Tube</i>	3,082	54,557	-	0
3.	<i>Swirl</i>	3,082	54,557	0	0
4.	<i>Distributor Plate</i>	3,082	54,557	0	0
5.	<i>Sieve Tray</i>	3,082	54,557	0	0

\*Satuan dalam ft<sup>2</sup>





Tabel 4.10 Luas Area Dampak Keracunan Tipe *Instantaneous*

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	0	0	7.155,992	56.986,22
2.	<i>Tube</i>	0	0	-	56.986,22
3.	<i>Swirl</i>	0	0	7.155,992	56.986,22
4.	<i>Distributor Plate</i>	0	0	7.155,992	56.986,22
5.	<i>Sieve Tray</i>	0	0	7.155,992	56.986,22

\*Satuan dalam ft<sup>2</sup>

Perhitungan luas dampak keracunan dari kedua tipe tersebut selanjutnya dijumlahkan untuk memperoleh hasil *Toxic Consequence Area*. Hasil perhitungan ini selanjutnya digunakan untuk menentukan besar konsekuensi yang dimiliki oleh masing-masing komponen apabila terjadi kebocoran.

Tabel 4.11 Luas Area Dampak Keracunan Masing-Masing Lubang

No	Komponen	Ukuran Lubang			
		¼ inch	1 inch	4 inch	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	3,082	54,557	7.155,992	56.986,22
2.	<i>Tube</i>	3,082	54,557	-	56.986,22
3.	<i>Swirl</i>	3,082	54,557	7.155,992	56.986,22
4.	<i>Distributor Plate</i>	3,082	54,557	7.155,992	56.986,22
5.	<i>Sieve Tray</i>	3,082	54,557	7.155,992	56.986,22

\*Satuan dalam ft<sup>2</sup>

## 4.4.2 Kemungkinan Kegagalan (*Probability of Failure*)

### 4.4.2.1 Bagian B: Analisa Kegagalan

Kegagalan pada *Stripper DA-101* diidentifikasi berdasarkan *Technical Modul Sub Factor (TMSF)*. Pada *Appendix B* bagian B API 581 *Base Resource Document*, identifikasi mekanisme kerusakan terdiri dari serangan korosi yang menyebabkan penipisan (*thinning*), korosi retak tegang / *Stress Corrosion Cracking (SCC)* dan korosi akibat serangan hidrogen



pada temperatur tinggi / *High Temperature Hidrogen Attack* (HTHA). Pada analisa ini, mekanisme kerusakan yang digunakan adalah *Thinning*, sedangkan untuk SCC dan HTHA dianggap tidak terjadi. Hal ini juga menjadi batasan dalam penelitian ini.

Data-data yang diperlukan pada analisa mekanisme kerusakan dengan menggunakan *Thinning* adalah jenis korosi, *Inspection Effectiveness* dan data laju korosi hasil inspeksi yang pernah dilakukan. Perhitungan laju korosi menggunakan *Long Term (LT) Corrosion Rate* seperti Persamaan 2.5.

Tebal awal yang digunakan untuk menghitung laju korosi pada persamaan diatas adalah menggunakan tebal awal material digunakan. Sedangkan  $t_{\text{actual}}$  menggunakan data hasil inspeksi pada tahun 2014.

Berbeda dengan perhtiungan sebelumnya, perhitungan laju korosi untuk komponen *Swirl*, *Distributor Plate* dan *Sieve Tray* menggunakan data penambahan ukuran diameter lubang. Sehingga untuk mendapatkan nilai laju korosi ketiga komponen tersebut digunakan Persamaan 2.6.

Berdasarkan perhitungan menggunakan Persamaan 2.5 dan 2.6 (**Lampiran D**) , sehingga dapat diperoleh nilai laju korosi pada komponen *Stripper DA-101* seperti pada tabel dibawah ini.

Tabel 4.12 Nilai Laju Korosi

No	Komponen	Usia (year)	Tebal / Diameter (mm)		Laju Korosi (mm/y)
			Awal	Sekarang	
1.	<i>Lining Plate</i>	20	9,0	5,92	0,154
2.	<i>Tube</i>	20	3,2	2,37	0,041
3.	<i>Swirl</i>	7	2,8	3,50	0,051
4.	<i>Distributor Plate</i>	2	3,0	3,11	0,026
5.	<i>Sieve Tray</i>	2	6,0	6,107	0,027

Setelah mendapatkan nilai laju korosi, selanjutnya adalah menentukan nilai konstanta reduksi yang diperoleh melalui Persamaan 2.7. Perhitungan pada *Swirl*, *Distributor Plate* dan *Sieve Tray* tidak lagi menggunakan diameter lubang, melainkan



tebal pada masing-masing komponen tersebut. Sehingga dengan menggunakan persamaan tersebut, maka diperoleh nilai  $a.r/t$  adalah sebagai berikut:

Tabel 4.13 Nilai Konstanta Reduksi

No	Komponen	a (tahun)	CR / r (mm/yr)	t (mm)	a.r/t
1.	<i>Lining Plate</i>	20	0,154	9,00	0,342
2.	<i>Tube</i>	20	0,041	3,20	0,256
3.	<i>Swirl</i>	7	0,051	7,00	0,051
4.	<i>Distributor Plate</i>	2	0,026	9,00	0,006
5.	<i>Sieve Tray</i>	2	0,027	7,00	0,008

Korosi yang terjadi pada *Stripper DA-101* merupakan korosi lokal, sehingga untuk menentukan keefektifan dari inspeksi berpedoman pada Tabel G-6B RBI API 581 *Base Resource Document (Lampiran C)*. Berdasarkan tabel tersebut didapatkan bahwa efektifitas inspeksi tergolong dalam *Fairly Effective*. Hal ini disebabkan pengukuran ketebalan yang telah dilakukan menggunakan metode *Spot Ultrasonic Test (UT)* dan 20% visual tanpa adanya pelepasan bagian alat. Berdasarkan Tabel G-7 RBI API 581 *Base Resource Document (Lampiran C)*, dengan mengkombinasikan nilai  $a.r/t$ , jumlah inspeksi dan tingkat efektifitas inspeksi yang telah diketahui, maka diperoleh nilai *Thinning TMSF* sebagai berikut:

Tabel 4.14 Nilai TMSF

No	Komponen	a.r/t	Jumlah Inspeksi	Efektivitas Inspeksi	TMSF
1.	<i>Lining Plate</i>	0,342	10	<i>Fairly</i>	40
2.	<i>Tube</i>	0,256	10	<i>Fairly</i>	7
3.	<i>Swirl</i>	0,051	3	<i>Fairly</i>	1
4.	<i>Distributor Plate</i>	0,006	1	<i>Fairly</i>	1
5.	<i>Sieve Tray</i>	0,008	1	<i>Fairly</i>	1



Untuk mendapatkan kategori kemungkinan kegagalan (PoF), masih diperlukan perhitungan *TMSF Corrected*. *TMSF Corrected* didapatkan dengan mengalikan faktor *overdesign* yang mengacu pada Tabel G-8 Appendix G RBI API 581 *Base Resource Document* dan nilai *high reliability* pada Tabel 8-3 RBI API 581 *Base Resource Document* (**Lampiran C**). Faktor *Over Design* diperoleh dengan cara membagi MAWP (*Maximum Allowable Working Pressure*) yang merupakan tebal aktual dengan OP (*Operating Pressure*) yang merupakan hasil pengurangan tebal aktual dengan *corrosion allowance*. Sehingga dapat diperoleh nilai *TMSF Corrected* sebagai berikut:

Tabel 4.15 Nilai *TMSF Corrected*

No	Komponen	TMSF (a)	<i>Over Design Factor</i> (b)	<i>Prediction Damage</i> (c)	TMSF <i>Corrected</i> (a <b>x</b> b <b>x</b> c)
1.	<i>Lining Plate</i>	40	1	0.8	32
2.	<i>Tube</i>	7	1	0.8	5,6
3.	<i>Swirl</i>	1	1	0.8	0,8
4.	<i>Distributor Plate</i>	1	1	0.8	0,8
5.	<i>Sieve Tray</i>	1	1	0.8	0,8

Selanjutnya, *TMSF Corrected* ditambahkan dengan nilai *TMSF Stress Corrosion Cracking* (SCC) dan *High Temperature Hydrogen Attack* (HTHA). Dalam analisa ini *TMSF CCC* dan *HTHA* dianggap tidak terjadi, sehingga masing-masing bernilai 1. Hasil penjumlahan ini akan didapatkan nilai *TMSF Adjust* yang digunakan untuk menentukan nilai peluang kegagalan berdasarkan Tabel B-5 Appendix B RBI API 581 *Base Resource Document*. Nilai peluang kegagalan pada analisa yang telah dilakukan dapat dilihat pada tabel dibawah ini.



Tabel 4.16 Nilai Kemungkinan Kegagalan (PoF)

No	Komponen	TMSF <i>Corrected</i>	TMSF CCC	TMSF HTHA	TMSF <i>Adjust</i>	PoF
1.	<i>Lining Plate</i>	32	1	1	34	3
2.	<i>Tube</i>	5,6	1	1	7,6	2
3.	<i>Swirl</i>	0,8	1	1	2,8	2
4.	<i>Distributor Plate</i>	0,8	1	1	2,8	2
5.	<i>Sieve Tray</i>	0,8	1	1	2,8	2

### 4.4.3 Tingkat Resiko (*Risk Level*)

#### 4.4.3.1 Bagian D: Perhitungan Resiko

Bagian terakhir dari penilaian resiko menggunakan RBI adalah menentukan tingkat resiko dari setiap komponen *Stripper DA-101*. Perhitungan dimulai dengan menentukan nilai *Generic Failure Frequency (gff)* dari setiap komponen pada masing-masing lubang kebocoran berdasarkan Tabel 8-1 *Section 8 API RBI Base Resource Document (Lampiran C)* untuk peralatan *Heat Exchanger Tube Shell*.

Tabel 4.17 Nilai Frekuensi Kegagalan Umum (*gff*)

No	Komponen	¼ in	1 in	4 in	Rupture	Jumlah <i>gff</i>
1.	<i>Lining Plate</i>	$4 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$	$1,56 \times 10^{-4}$
2.	<i>Tube</i>	$4 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	-	$6 \times 10^{-6}$	$1,46 \times 10^{-4}$
3.	<i>Swirl</i>	$4 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$	$1,56 \times 10^{-4}$
4.	<i>Distributor Plate</i>	$4 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$	$1,56 \times 10^{-4}$
5.	<i>Sieve Tray</i>	$4 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$	$1,56 \times 10^{-4}$

Selanjutnya, menentukan nilai fraksi frekuensi kegagalan umum. Nilai ini diperoleh dengan cara membagi nilai frekuensi kegagalan umum (*gff*) dengan jumlah nilai frekuensi kegagalan umum. Sehingga dapat diperoleh data sebagai berikut.



**Tabel 4.18 Nilai Fraksi Frekuensi Kegagalan Umum**

No	Komponen	Nilai Fraksi <i>gff</i>			
		¼ in	1 in	4 in	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	0,256	0,641	0,064	0,038
2.	<i>Tube</i>	0,274	0,685	-	0,041
3.	<i>Swirl</i>	0,256	0,641	0,064	0,038
4.	<i>Distributor Plate</i>	0,256	0,641	0,064	0,038
5.	<i>Sieve Tray</i>	0,256	0,641	0,064	0,038

Sebelum menentukan kategori kegagalan, diperlukan nilai luas area kerusakan akibat kebakaran dan keracunan. Dalam analisa ini hanya menggunakan luas area akibat keracunan dikarenakan fluida yang terdapat pada peralatan tidak tergolong dalam *flammable*. Nilai luas area akibat keracunan (Tabel 4.11) terlebih dahulu dikalikan dengan Nilai Fraksi Frekuensi Kegagalan Umum (Tabel 4.18) yang telah didapatkan sebelumnya. Sehingga hasil perhitungan tersebut dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

**Tabel 4.19 Nilai Luas Area Kerusakan Sebenarnya**

No	Komponen	Nilai Luas Area Kerusakan (ft <sup>2</sup> )			
		¼ in	1 in	4 in	Rupture
1.	<i>Lining Plate</i>	0,790	34,972	458,717	2.191,778
2.	<i>Tube</i>	0,844	37,368	-	2.341,899
3.	<i>Swirl</i>	0,790	34,972	458,717	2.191,778
4.	<i>Distributor Plate</i>	0,790	34,972	458,717	2.191,778
5.	<i>Sieve Tray</i>	0,790	34,972	458,717	2.191,778

Setelah mendapatkan Nilai Luas Area Kerusakan untuk masing-masing lubang pada semua komponen, dilakukan perhitungan Total Nilai Luas Area Kerusakan. Nilai ini diperoleh dengan menjumlahkan nilai luas area kerusakan masing-masing lubang pada setiap komponen. Nilai Total Nilai Luas Area Kerusakan pada masing-masing komponen dikonversikan dengan Kategori Konsekuensi berdasarkan Tabel B-3 API RBI *Base*



*Resource Document.* Pada komponen dengan Nilai Luas Area Kerusakan sebesar 1.000-10.000 ft<sup>2</sup> dikategorikan dalam tingkat D. Sehingga diperoleh Kategori Konsekuensi sebagai berikut:

Tabel 4.20 Kategori Konsekuensi Kegagalan

No	Komponen	Total Nilai Luas Area Kerusakan (ft <sup>2</sup> )	Konsekuensi Kegagalan (CoF)
1.	<i>Lining Plate</i>	2.686,258	D
2.	<i>Tube</i>	2.380,112	D
3.	<i>Swirl</i>	2.686,258	D
4.	<i>Distributor Plate</i>	2.686,258	D
5.	<i>Sieve Tray</i>	2.686,258	D

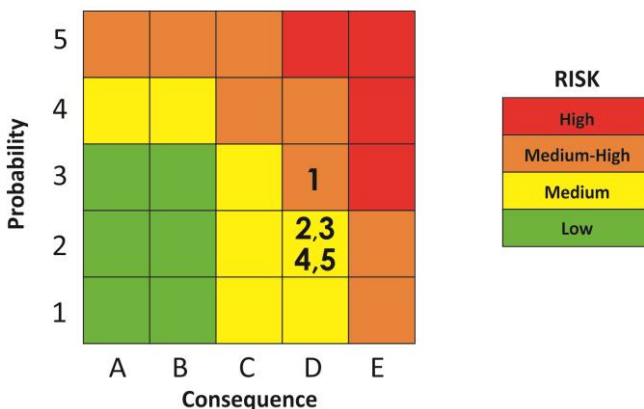
Penentuan tingkat resiko pada masing-masing komponen dapat diperoleh dengan cara mengkombinasikan kategori Kemungkinan Kegagalan (PoF) (Tabel 4.16) dengan Konsekuensi Kegagalan (CoF) yang telah didapatkan pada Tabel 4.20. Tingkat resiko pada kelima komponen *Stripper DA-101* hasil analisa RBI adalah sebagai berikut:

Tabel 4.21 Tingkat Resiko

No	Komponen	Kemungkinan Kegagalan (CoF)	Konsekuensi Kegagalan (CoF)	Tingkat Resiko
1.	<i>Lining Plate</i>	3	D	3-D
2.	<i>Tube</i>	2	D	2-D
3.	<i>Swirl</i>	2	D	2-D
4.	<i>Distributor Plate</i>	2	D	2-D
5.	<i>Sieve Tray</i>	2	D	2-D

#### 4.5 Level Resiko (*Risk Level*)

Hasil analisa tingkat resiko pada Tabel 4.21 dapat dikonversikan kedalam *Risk Matrix* 5x5. Dari matriks tersebut komponen dapat dikategorikan dalam 4 tingkat resiko, yaitu *Low*, *Medium*, *Medium-High* dan *High Risk*.



Gambar 4.1 Matriks Resiko Hasil Analisa RBI

Dari *Risk Matrix* diatas diperoleh hasil bahwa pada *Stripper DA-101* terdapat 1 komponen yang menempati kategori *Medium-High Risk* dan 4 komponen yang menempati kategori *Medium Risk*.

Komponen yang menempati kategori *Medium Risk* adalah *Lining Plate* dengan tingkat resiko pada 3-D. Dengan nilai TMSF sebesar 34, menempatkan komponen ini pada jangkauan TMSF sebesar 10-100, sehingga kategori *Probability of Failure* berada pada kategori D. Untuk kategori *Consequence of Failure* diperoleh berdasarkan luas area kerusakan, yaitu sebesar 2.686,258 ft<sup>2</sup> yang menempatkan pada jangkauan 100-1.000 ft<sup>2</sup>. Sehingga *Lining Plate* termasuk dalam kategori E.

Komponen yang menempati kategori *Medium Risk* antara lain *Tube*, *Swirl*, *Sieve Tray* dan *Distributor Plate* dengan tingkat resiko pada 2-D. Dengan nilai TMSF sebesar 7,6 untuk *Tube* dan 2,8 untuk *Swirl*, *Sieve Tray* dan *Distributor Plate* menempatkan ke-4 komponen tersebut dalam jangkauan TMSF sebesar 1-10, sehingga kategori *Probability of Failure* berada pada kategori 2.

Pada kategori *Consequence of Failure* untuk ke-4 komponen tersebut berada pada tingkat D (jangkauan 1.000-





10.000 ft<sup>2</sup>) dengan luas area kerusakan yaitu sebesar 2.686,258 ft<sup>2</sup> untuk komponen *Swirl*, *Sieve Tray* dan *Distributor Plate*. Sedangkan untuk komponen *Tube* luas area kerusakan adalah sebesar 2,380.112.

#### 4.6 Penjadwalan Inspeksi

Inspeksi adalah suatu cara atau metode untuk melakukan pemeriksaan kondisi teknis pada peralatan agar alat tersebut dapat dioperasikan secara efisien dan aman. Dalam melaksanakan suatu inspeksi diperlukan suatu interval inspeksi yang tepat dan sesuai agar tidak terjadi *shortage inspection* atau *excess inspection*. Berdasarkan API RBI 581, penentuan jadwal inspeksi dengan mekanisme kerusakan *thinning* dengan menggunakan sisa umur pakai (*Remaining Life*) dari suatu peralatan. Untuk mencari nilai *Remaining Life* (RL) digunakan Persamaan 2.9. Dari persamaan tersebut didapatkan nilai RL untuk masing-masing komponen sebagai berikut:

Tabel 4.22 *Remaining Life*

No	Komponen	Tebal/Diameter (mm)		Corrosion Rate (CR)	Remaining Life (R <sub>L</sub> )
		Aktual (t <sub>act</sub> )	Requied (t <sub>min</sub> )		
1.	<i>Lining Plate</i>	5,920	6,0	0,147	0
2.	<i>Tube</i>	2,375	2,9	0,039	0
3.	<i>Swirl</i>	3,500	3,5	0,051	0
4.	<i>Distributor Plate</i>	3,110	3,7	0,026	11,35
5.	<i>Sieve Tray</i>	6,107	7,3	0,027	22,09

Menurut *API 510 Pressure Vessel Inspection Code*, pelaksanaan inspeksi dibagi menjadi 3 jenis, yaitu *Internal*, *On-Stream* dan *External Inspection*. API 510 menyatakan bahwa suatu peralatan bejana tekan harus diinspeksi internal dan *On-Stream* maksimal setiap 10 tahun, atau pada saat umur bejana tekan tersebut telah mencapai setengah dari sisa umur pakainya



(*Remaining Life*). Tetapi, apabila nilai *Remaining Life* kurang dari 4 tahun, maka interval inspeksi adalah sesuai dengan nilai  $R_L$  atau maksimal 2 tahun. Sedangkan untuk *External Inspection* harus dilakukan inspeksi visual dengan interval tidak lebih dari 5 tahun.

Berdasarkan Tabel 4.23, terdapat tiga komponen yang memiliki tebal/diameter aktual yang sama atau di bawah tebal minimum yang dibutuhkan. Pada *Lining Plate*, tebal aktual hasil pemeriksaan adalah sebesar 5,92 mm. Sedangkan tebal minimum yang dibutuhkan adalah 6,00 mm. Hal ini menyebabkan nilai  $R_L$  pada komponen *Lining Plate* menjadi dibawah 0. Oleh karena itu, komponen *Lining Plate* disarankan harus segera dilakukan *repair*. Kondisi tersebut juga diberlakukan untuk komponen *Tube* dan *Swirl*. Kedua komponen tersebut juga tidak perlu dilakukan inspeksi, melainkan harus dilakukan *repair*.

Pada komponen *Distributor Plate*, hasil perhitungan sisa umur pakai adalah sebesar 11,35 tahun. Berdasarkan *API 510 Pressure Vessel Inspection Code*, interval inspeksi pada komponen ini adalah 5 tahun. Sedangkan pada komponen *Sieve Tray* menunjukkan angka 22,09 pada usia umur pakainya. Sehingga interval inspeksinya adalah 10 tahun.

Berdasarkan analisa diatas, setiap komponen memiliki interval inspeksi yang berbeda-beda. Tetapi kondisi ini tidak disarankan untuk dilakukan inspeksi pada setiap komponen saja. Selain tidak efektif, biaya yang diperlukan juga semakin tinggi. Oleh karena itu, interval inspeksi yang digunakan adalah berdasarkan pada satu peralatan *Stripper DA-101*. Nilai interval yang digunakan adalah nilai *remaining life* dari ke-5 komponen yang terkecil, yaitu pada komponen *Distributor Plate*. Sehingga, interval inspeksi untuk *internal* dan *on-stream inspection* pada peralatan *Stripper DA-101* adalah 5 tahun. Sementara untuk *external inspection* dilaksanakan maksimal 5 Tahun.

Menurut API 510, jenis inspeksi *On-Stream* tidak dapat dilakukan dalam semua kondisi. Dalam kasus ini, peralatan *Stripper DA-101* telah berusia 20 tahun. Sehingga tidak diijinkan untuk melaksanakan inspeksi *On-Stream* pada peralatan ini. Tabel



4.23 merupakan *Interval Inspection* untuk masing-masing jenis inspeksi pada peralatan *Stripper DA-101*.

Tabel 4.23 Penjadwalan Inspeksi Menurut RBI

No	Jenis Inspeksi	<i>Interval Inspection</i>
1.	<i>Internal</i>	5 Tahun
2.	<i>On-Stream</i>	n/a
3.	<i>External</i>	Maksimal 5 Tahun

Hasil inspeksi pada tahun 2012 dan 2014 pada peralatan *Stripper DA-101* dapat dilihat pada Tabel 2.3 dan 2.4. Berdasarkan data tersebut, dapat diketahui bahwa selama 2 kali inspeksi komponen *Tube* dan *Swirl* telah mengalami *repair*.

Hasil inspeksi pada tahun 2012 menunjukkan bahwa terdapat 1ea *Tube* yang mengalami *repair*. Sedangkan pada tahun 2014 terdapat 7ea *Tube* yang juga harus mengalami *repair* dengan cara diplug. Hal tersebut dilakukan karena *Tube* memiliki tebal dibawah  $t_{required}$ , yaitu sekitar 1,28 mm – 1,35 mm. Pada komponen *Swirl*, sebanyak 782 ea (tahun 2012) dan 1651 (tahun 2014) yang dilakukan plug 2 dari 6 lubang tangensial yang ada pada setiap *Swirl*. Sehingga total *Swirl* yang diplug 2 adalah sebanyak 2433 ea.

Kondisi yang sama juga terjadi pada *Lining Plate*. Berdasarkan data lapangan, pihak inspektor menetapkan  $t_{required}$  pada *Lining Plate* adalah sebesar 3mm. Tetapi, pada *manual book manufacturing* menyebutkan bahwa  $t_{required}$  pada *Lining Plate* adalah 6 mm. Pada hasil inspeksi terakhir (tahun 2014) menunjukkan bahwa tebal aktual pada komponen tersebut dibawah  $t_{required}$  yaitu sebesar 5,92 mm.

Tujuan dilakukan sebuah inspeksi adalah untuk mengetahui adanya indikasi kerusakan atau potensi bahaya pada suatu peralatan agar tidak terjadi kecelakaan atau kegagalan. Pola inspeksi selama 2 tahun sekali yang telah dilakukan oleh pihak PT. Petrokimia Gresik menunjukkan tindakan yang preventif



untuk mencegah terjadinya suatu kegagalan. Pola inspeksi ini juga dirasa tidak mengganggu proses produksi yang ada pada pabrik urea. Sehingga, interval inspeksi pada peralatan *Stripper DA-101* sebaiknya tetap dilakukan selama interval 2 tahun.

Tetapi, apabila meninjau pada kondisi beberapa komponen pada *Stripper DA-101*, toleransi yang diberikan oleh pihak inspektor terhadap komponen yang telah melebihi tebal yang dibutuhkan harus lebih diperhatikan. Kondisi ini akan menyebabkan kemungkinan kegagalan yang semakin besar. Oleh karena itu, *repair* atau penggantian komponen baru pada *Lining Plate, Swirl* dan *Tube* menjadi prioritas utama untuk dilakukan.

Inspeksi eksternal merupakan pemeriksaan secara visual terhadap kondisi isolasi, struktur penunjang, getaran, tekanan dan terjadinya kebocoran. Dengan adanya inspeksi eksternal, seperti kebocoran, indikasi terjadinya kerusakan pada bagian dalam bisa diketahui lebih dini. Sehingga, apabila sistem deteksi telah menunjukkan adanya indikasi terjadinya suatu kerusakan maka tindakan lebih lanjut dapat diputuskan, seperti melakukan inspeksi internal.

Berdasarkan analisa diatas, kemungkinan kegagalan yang akan terjadi pada peralatan *Stripper DA-101* juga dapat dicegah dengan melakukan inspeksi eksternal yang lebih rutin. Selain bertujuan untuk mengetahui adanya indikasi kerusakan pada bagian dalam, inspeksi eksternal juga dapat menjadi acuan apakah inspeksi internal harus dilakukan atau tidak. Oleh karena itu, inspeksi eksternal seharusnya dilakukan maksimal 1 bulan sekali. Selain melihat dari tujuan dilakukannya inspeksi eksternal, tingkat kesulitan inspeksi yang lebih mudah dan cepat, serta membutuhkan biaya yang relatif lebih sedikit maka interval inspeksi eksternal yang lebih pendek daripada analisa menggunakan RBI menjadi layak untuk dilakukan pada peralatan *Stripper DA-101*. Sehingga Tabel 4.24 menunjukkan interval inspeksi hasil analisa berdasarkan histori.



---

Tabel 4.24 Penjadwalan Inspeksi Menurut Data Histori

No	Jenis Inspeksi	<i>Interval Inspection</i>
1.	<i>Internal</i>	2 Tahun
2.	<i>On-Stream</i>	n/a
3.	<i>External</i>	1 Bulan



*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan analisa yang telah dilakukan, maka didapatkan sebagai berikut:

1. Hasil penilaian resiko menggunakan FMEA menunjukkan bahwa terdapat 5 komponen, antara lain yaitu: *Lining Plate*, *Tube*, *Swirl*, *Distributor Plate* dan *Sieve Tray* layak untuk dilakukan analisa lebih lanjut menggunakan API RBI 581.
2. Tingkat resiko pada komponen *Lining Plate* berada pada tingkat *Medium-High Risk*. Sementara komponen *Tube*, *Swirl*, *Distributor Plate* dan *Sieve Tray* berada pada tingkat *Medium Risk*.
3. Penjadwalan inspeksi menurut standar RBI pada peralatan *Stripper DA-101* adalah 2 tahun untuk inspeksi Internal dan 1 bulan untuk inspeksi Eksternal. Untuk komponen *Lining Plate*, *Tube* dan *Swirl* harus segera dilakukan *repair*.

#### **5.2 Saran**

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Melakukan analisa pada fasa gas agar hasil perhitungan konsekuensi menjadi lebih optimal.
2. Melakukan *repair* sesegera mungkin terhadap komponen yang memiliki tebal aktual dibawah  $t_{required}$  sebagai langkah utama agar resiko dapat dikurangi.



*(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)*



## DAFTAR PUSTAKA

- \_\_\_\_\_. 2000. *American Petroleum Institute (API) 581 Risk Based Inspection Based Resource Document*. Washington, D.C.: API Publishing Services.
- \_\_\_\_\_. 2006. *American Petroleum Institute (API) 510 Pressure Vessel Inspection Code: In-Service Inspection, Rating, Repair, and Alteration*. Washington, D.C: API Publishing Services.
- \_\_\_\_\_. 2010. *American Society of Mechanical Engineers (ASME) VIII Rules for Construction of Pressure Vessels*. New York: Three Park Avenue.
- \_\_\_\_\_. 2014. *Departemen Inspeksi Teknik Pabrik I PT Petrokimia Gresik Hasil Pemesiksaan dan Rekomendasi Turn Around Pabrik I Tahun 2014*. Gresik: PT. Petrokimia Gresik.
- \_\_\_\_\_. 2012. *Departemen Inspeksi Teknik Pabrik I PT Petrokimia Gresik Hasil Pemesiksaan dan Rekomendasi Turn Around Pabrik I Tahun 2012*. Gresik: PT. Petrokimia Gresik.
- Alqathafi, M. 2015. *Studi Aplikasi Metode Risk Based Inspection (RBI) Semi-Kuantitatif API 581 Pada Production Separator*. Surabaya.
- Carlson, C. S. 2012. *Effective FMEAs*. New York: Wiley.
- Fani, & Rachmadi, T. (2015, April 8). Inspeksi Pada Peralatan Stripper DA-101. (H. B. Gana, Interviewer)

Fontana, M. G. 1986. *Corrosion Engineering*. Singapore: McGraw-Hill Book Co.

Karismawati, I. 2013. *Penilaian Risiko Dan Perencanaan Program Inspeksi Pada Pressure Vessel Dengan Menggunakan Metode Risk Based Inspection (RBI)*. Surabaya.

Modarres, M., Kaminsky, M., & Krivtsov, V. 1999. *Realibility Engineering and Risk Analysis*. New York: Marcel Dekker Inc.

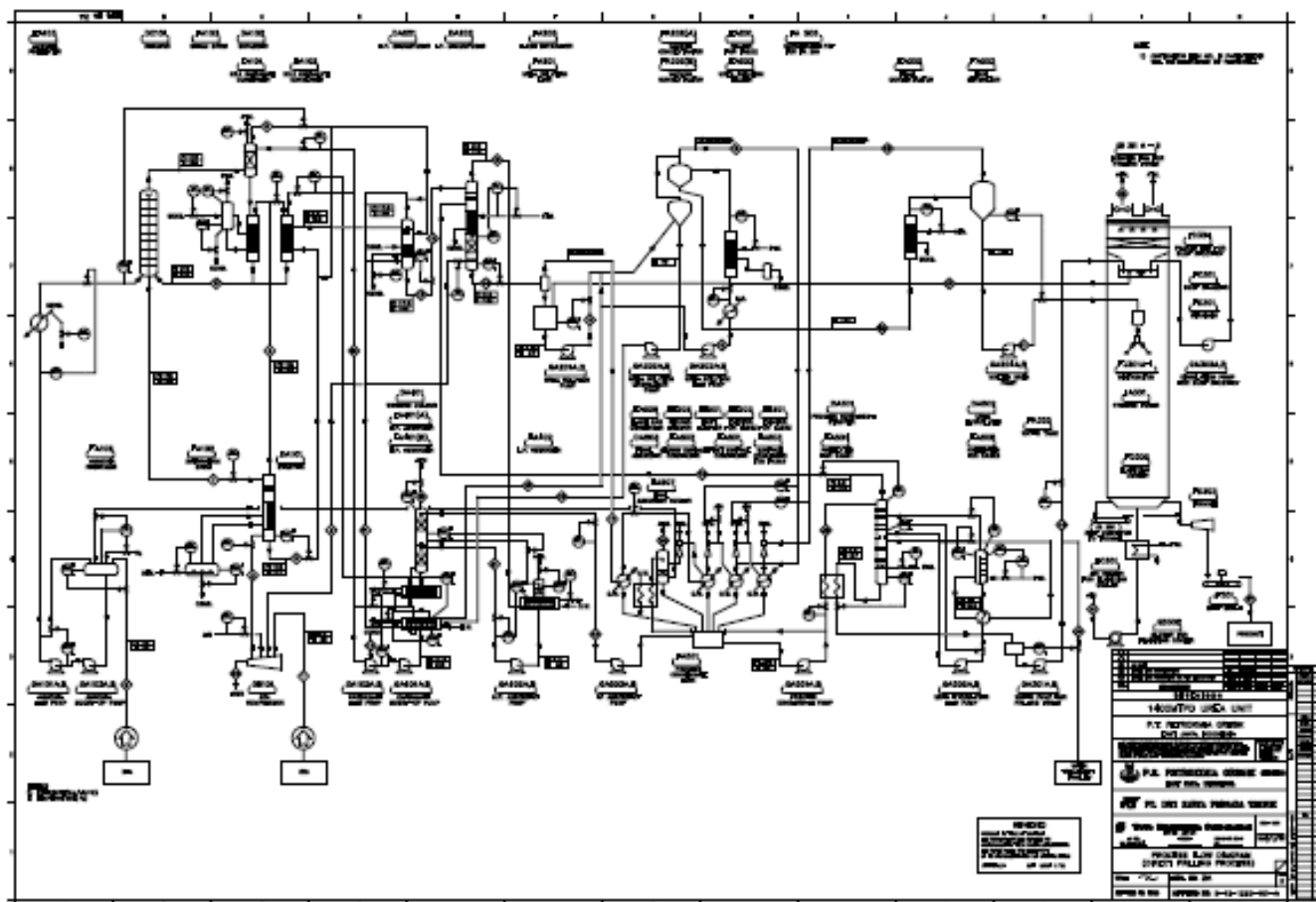
Toyo Engineering Corporation. 2005. *Maintenance of High Pressure Equipment and Piping in ACES Synthesis Section*. Chiba.

Trethewey, K., & Chamberlain, J. 1991. *Korosi Untuk Mahasiswa dan Rekayasawan*. Jakarta: PT Gramedia Pustaka Utama.

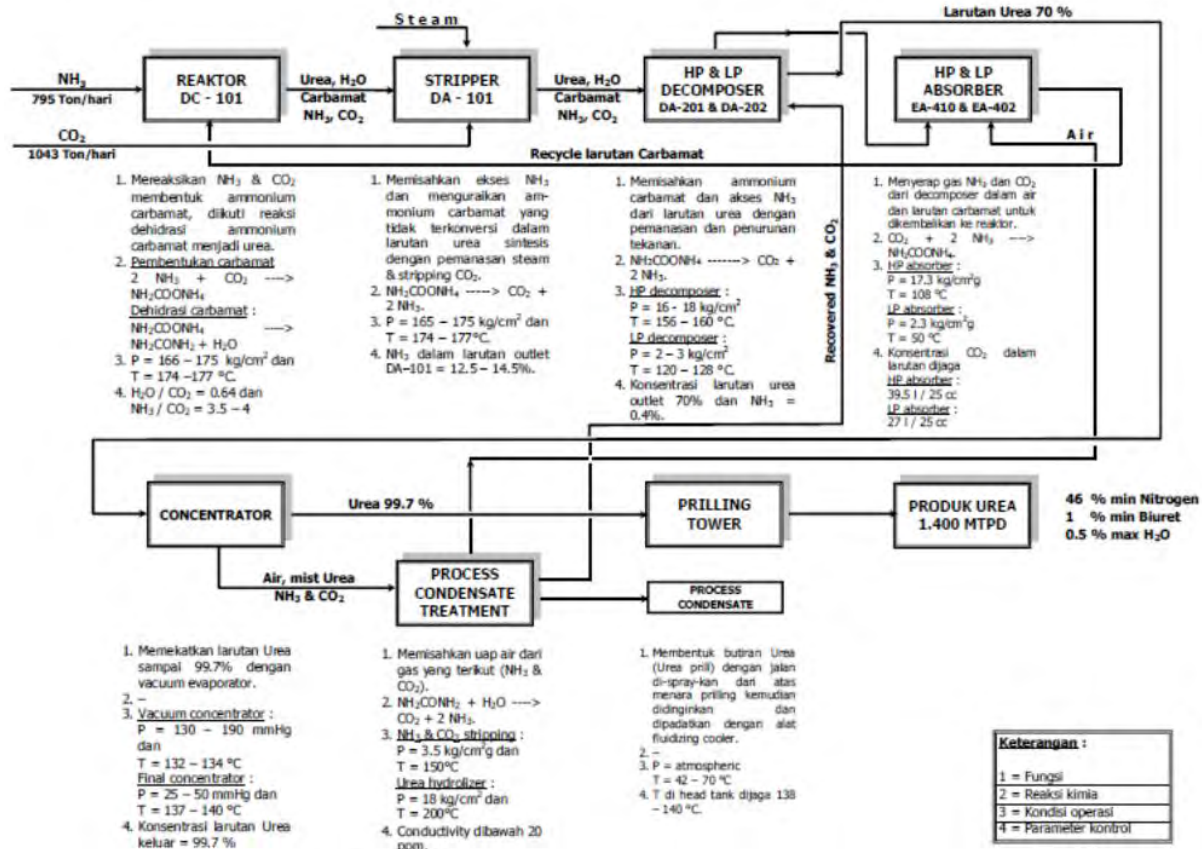
Tri, J. N. 2010. *Perencanaan Jadwal Inspeksi Dengan Metode Risk Based Inspection (RBI) Pada Boiler B-6201 Di PT.Petrokimia Gresik*. Surabaya.

**LAMPIRAN A**

**PFD DAN DIAGRAM BALOK**



## DIAGRAM BALOK PABRIK PUPUK UREA



## LAMPIRAN B

### Worksheet *Failure Mode and Effect Analysis* (FMEA)

No.	Komponen	Fungsi	<i>Potential Failure</i>	<i>Potential Cause</i>	<i>Occurrence (O)</i>	<i>Effect</i>	<i>Severity (S)</i>	<i>Risk Priority Number (RPN)</i>
1.	Lining Plate	Lapisan bagian dalam shell yang kontak langsung dengan fluida	Lining Plate mengalami kebocoran	Korosi	3	Fluida yang mengandung Amonium Carbamate keluar dan mengenai Shell yang terbuat dari baja karbon sehingga Shell akan terdegradasi	9	27
2.	Support Tray	Menyangga Sieve Tray pada posisi yang tepat	Posisi Sieve tray akan mengalami pergeseran posisi	Korosi	1	Aliran fluida yang mengalir pada Sieve Tray tidak sempurna sehingga mempengaruhi proses	2	2

3.	Distributor Plate	Membentuk aliran larutan urea pada tube menjadi aliran yang berbentuk lapisan film tipis	Diameter Hole membesar	Korosi	4	Distribusi larutan urea tidak merata sehingga mengganggu proses pada <i>tube</i> bagian <i>central area</i>	4	16
4.	Sieve Tray	Plate yang terdiri dari lubang-lubang kecil berfungsi untuk menghindari tumbukan langsung antara larutan urea dengan distributor plate	Diameter hole membesar	Korosi	3	Fluida yang mengalir menuju distributor plate akan berlebih	2	6
5.	Swirl	Membentuk gaya <i>tangential</i> pada larutan urea agar dapat membasahi dinding pada tube secara	Diameter hole membesar	Korosi	4	Kecepatan larutan urea yang mengalir pada <i>hole</i> akan menurun sehingga menurunkan	4	16

		merata				gaya <i>tangential</i> Aliran fluida akan menurun pada bagian <i>central area</i>		
6.	Tube Sheet Atas	Memegang tube bagian atas Memisahkan area steam dengan shell bagian atas	Berlubang	Korosi	1	Steam akan bercampur dengan Amonia Carbamat	3	3
7.	Tube	Tempat terjadinya proses stripping NH <sub>3</sub> oleh gas CO <sub>2</sub> dan terjadi perpindahan panas dari Kondensat	Penipisan tebal Tube berlubang/pecah	Korosi	3	Bagian yang berisi steam akan terisi penuh dengan Amoniam Karbamat yang dapat menyebabkan pembekuan urea pada bagian tersebut	8	24
8.	Tube Sheet Bawah	Memegang tube bagian bawah Memisahkan area steam	Berlubang	Korosi	1	Steam akan bercampur dengan Amonia Carbamat	3	3



		dengan shell bagian bawah						
9.	CO <sub>2</sub> Distributor Pipe	Mengalirkan gas CO <sub>2</sub>	Diameter hole membesar	Korosi	4	Gas CO <sub>2</sub> yang dialirkan akan berlebih	1	4
10.	Shell	Pelindung seluruh komponen pada Stripper	Bocor	Korosi	1	Fluida keluar	6	6

## LAMPIRAN C

**Tabel RBI API 581 *Base Resource Document* yang Digunakan**

**Table 7-1—List of Materials Modeled in RBI Base Resource Document**

Representative Material	Examples of Applicable Materials
C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub>	Methane, ethane, ethylene, LNG
C <sub>3</sub> – C <sub>5</sub>	Propane, butane, isobutane, LPG
C <sub>5</sub>	Pentane
C <sub>6</sub> – C <sub>8</sub>	Gasoline, naphtha, light straight run, heptane
C <sub>9</sub> – C <sub>12</sub>	Diesel, kerosene
C <sub>13</sub> – C <sub>16</sub>	Jet fuel, kerosene, atmospheric gas or
C <sub>17</sub> – C <sub>25</sub>	Gas oil, typical crude
C <sub>25+</sub>	Residuum, heavy crude
H <sub>2</sub>	Hydrogen only
H <sub>2</sub> S	Hydrogen sulfide only
HF	Hydrogen fluoride
Water	Water
Steam	Steam
Acid (low)	Low-pressure acid with caustic
Acid (medium)	Low-pressure acid with caustic
Acid (high)	Low-pressure acid with caustic
Aromatics	Benzene, toluene, zylene
Styrene	Styrene

Table 7-2—Properties of the BRD Representative Fluids

Fluid	Molecular Weight	Density lb/ft <sup>3</sup>	Normal Boiling Point °F	Ambient State	Cp Gas Constant A	Cp Gas Constant B	Cp Gas Constant C	Cp Gas Constant D	Auto Ignition Temperature °F
C1-C2	23	5.639	193	Gas	12.3	1.150E-01	-2.870E-05	-1.300E-09	1,036
C3-C4	51	3.610	6.3	Gas	2.632	0.3188	1.347E+04	1.466E-08	696
C6-C8	100	42.702	210	Liquid	-5.146	6.762E-01	-3.651E-04	7.658E-08	433
C9-C12	149	45.823	364	Liquid	-8.5	1.010E+00	-5.560E-04	1.180E-07	406
C13-C16	205	47.728	502	Liquid	-11.7	1.390E+00	-7.720E-04	1.670E-07	396
C17-C25	280	48.383	651	Liquid	-22.4	1.940E+00	-1.120E-03	-2.530E-07	396
C25+	422	56.187	981	Liquid	-22.4	1.940E+00	-1.120E-03	-2.530E-07	396
H <sub>2</sub>	2	4.433	-423	Gas	27.1	9.270E-03	-1.380E-05	7.650E-09	752
H <sub>2</sub> S	34	61.993	-75	Gas	31.9	1.440E-03	2.430E-05	-1.180E-08	500
HF	20	60.370	68	Gas	29.1	6.610E-04	-2.030E-06	2.500E-09	32,000
Water	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-07	n/a
Steam	18	62.3	212	Gas	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-07	n/a
Acid (low)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Acid (med.)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Acid (high)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Aromatics	104	42.7314	293.3	Liquid	-28.25	0.6159	-4.02E-04	9.94E-08	914
Styrene	104	42.7314	293.3	Liquid	-28.25	0.6159	-4.02E-04	9.94E-08	914

Note: Reid, Robert C, et. al., *The Properties of Gases and Liquids*, 4th Edition, McGraw-Hill, New York, 1987.



Table 7-5—Guidelines for Determining the Phase of a Fluid

Phase of Fluid at Steady-State Operating Conditions	Phase of Fluid at Steady-State Ambient Conditions	Determination of Final Phase for Consequence Calculation
gas	gas	model as gas
gas	liquid	model as gas
liquid	gas	model as gas <i>unless</i> the fluid boiling point at ambient conditions is greater than 80°F, then model as a liquid
liquid	liquid	model as liquid

**Table 7-6—Detection and Isolation System Rating Guide**

Type of Detection System	Detection Classification
Instrumentation designed specifically to detect material losses by changes in operating conditions (i.e., loss of pressure or flow) in the system.	A
Suitably located detectors to determine when the material is present outside the pressure-containing envelope.	B
Visual detection, cameras, or detectors with marginal coverage	C
Type of Isolation System	Isolation Classification
Isolation or shutdown systems activated directly from process instrumentation or detectors, with no operator intervention.	A
Isolation or shutdown systems activated by operators in the control room or other suitable locations remote from the leak.	B
Isolation dependent on manually-operated valves	C

**Table 7-7—Leak Durations Based on Detection and Isolation Systems**

Detection System Rating	Isolation System Rating	Leak Duration
A	A	20 minutes for 1/4-inch leaks 10 minutes for 1-inch leaks 5 minutes for 4-inch leaks
A	B	30 minutes for 1/4-inch leaks 20 minutes for 1-inch leaks 10 minutes for 4-inch leaks
A	C	40 minutes for 1/4-inch leaks 30 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks
B	A or B	40 minutes for 1/4-inch leaks 30 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks
B	C	1 hour for 1/4-inch leaks 30 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks
C	A, B, or C	1 hour for 1/4-inch leaks 40 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks

**Table 7-17—Continuous Release Durations for  
Chlorine and Ammonia**

<b>Chemical</b>	<b>Release Duration</b>	<b>c</b>	<b>b</b>
<b>Chlorine</b>	<b>60 minute</b>	<b>46,563</b>	<b>1.01</b>
	<b>30 minute</b>	<b>27,711</b>	<b>1.10</b>
	<b>10 minute</b>	<b>15,147</b>	<b>1.10</b>
<b>Ammonia</b>	<b>60 minute</b>	<b>11,049</b>	<b>1.16</b>
	<b>30 minute</b>	<b>7,852</b>	<b>1.16</b>
	<b>10 minute</b>	<b>2,690</b>	<b>1.19</b>



Table 8-1—Suggested Generic Equipment Failure Frequencies

Equipment Type	Data Source (References)	Leak Frequency (per year for four hole sizes)			
		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
Centrifugal Pump, single seal	1	$6 \times 10^{-2}$	$5 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	
Centrifugal Pump, double seal	1	$6 \times 10^{-3}$	$5 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	
Column	2	$8 \times 10^{-5}$	$2 \times 10^{-4}$	$2 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$
Compressor, Centrifugal	1		$1 \times 10^{-3}$	$1 \times 10^{-4}$	
Compressor, Reciprocating	6		$6 \times 10^{-3}$	$6 \times 10^{-4}$	
Filter	1	$9 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4}$	$5 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-5}$
Fin/Fan Coolers	3	$2 \times 10^{-3}$	$3 \times 10^{-4}$	$5 \times 10^{-8}$	$2 \times 10^{-8}$
Heat Exchanger, Shell	1	$4 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$
Heat Exchanger, Tube Side	1	$4 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$
Piping, 0.75 in. diameter, per ft	3	$1 \times 10^{-5}$			$3 \times 10^{-7}$
Piping, 1 in. diameter, per ft	3	$5 \times 10^{-6}$			$5 \times 10^{-7}$
Piping, 2 in. diameter, per ft	3	$3 \times 10^{-6}$			$6 \times 10^{-7}$
Piping, 4 in. diameter, per ft	3	$9 \times 10^{-7}$	$6 \times 10^{-7}$		$7 \times 10^{-8}$
Piping, 6 in. diameter, per ft	3	$4 \times 10^{-7}$	$4 \times 10^{-7}$		$8 \times 10^{-8}$
Piping, 8 in. diameter, per ft	3	$3 \times 10^{-7}$	$3 \times 10^{-7}$	$8 \times 10^{-8}$	$2 \times 10^{-8}$
Piping, 10 in. diameter, per ft	3	$2 \times 10^{-7}$	$3 \times 10^{-7}$	$8 \times 10^{-8}$	$2 \times 10^{-8}$
Piping, 12 in. diameter, per ft	3	$1 \times 10^{-7}$	$3 \times 10^{-7}$	$3 \times 10^{-8}$	$2 \times 10^{-8}$
Piping, 16 in. diameter, per ft	3	$1 \times 10^{-7}$	$2 \times 10^{-7}$	$2 \times 10^{-8}$	$2 \times 10^{-8}$
Piping, > 16 in. diameter, per ft	3	$6 \times 10^{-8}$	$2 \times 10^{-7}$	$2 \times 10^{-8}$	$1 \times 10^{-8}$
Pressure Vessels	2	$4 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$6 \times 10^{-6}$
Reactor	2	$1 \times 10^{-4}$	$3 \times 10^{-4}$	$3 \times 10^{-5}$	$2 \times 10^{-5}$
Reciprocating Pumps	7	.07	.01	.001	.001
Atmospheric Storage Tank	5	$4 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-5}$	$2 \times 10^{-5}$

Table 8-3—Confidence in Predicted Damage Rate

Actual Damage Rate Range	Low Reliability Data	Moderate Reliability Data	High Reliability Data
Predicted rate or less	0.5	0.7	0.8
Predicted rate to two times rate	0.3	0.2	0.15
Two to four times predicted rate	0.2	0.1	0.05

**Table B-1—Inventory Category Ranges**

Category	Range	Value Used In Calculations
A	100 to 1,000 lbs.	500
B	1,000 to 10,000 lbs.	5,000
C	10,000 to 100,000 lbs.	50,000
D	100,000 to 1,000,000 lbs.	500,000
E	1,000,000 to 10,000,000 lbs.	5,000,000

**Table B-2—Description of Inventory Categories**

Category	Qualitative Description
A	The release will result in less than total deinventory of the equipment item being evaluated.
B	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated.
C	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated, plus one to ten other equipment items.
D	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated, plus ten or more other equipment items.
E	The release will result in total deinventory of the unit.

Table B-3—Consequence Area Categories

Consequence Category	Likelihood Weighted Average Area
A	< 10 ft <sup>2</sup>
B	10 – 100 ft <sup>2</sup>
C	100 – 1,000 ft <sup>2</sup>
D	1,000 – 10,000 ft <sup>2</sup>
E	> 10,000 ft <sup>2</sup>

Table B-5—Technical Module Subfactor Conversion

Likelihood Category	Technical Module Subfactor
1	< 1
2	1 – 10
3	10 – 100
4	100 – 1,000
5	> 1,000

Table G-6B—Guidelines for Assigning Inspection Effectiveness—Localized Thinning

Inspection Effectiveness Category	Example: Intrusive Inspection	Example: Nonintrusive Inspection
Highly Effective	100% visual examination (with removal of internal packing, trays, etc.) and thickness measurements.	50–100% coverage using automated ultrasonic scanning, or profile radiography in areas specified by a corrosion engineer or other knowledgeable specialist.
Usually Effective	100% visual examination (with partial removal of the internals) including manways, nozzles, etc. and thickness measurements.	20% coverage using automated ultrasonic scanning, or 50% manual ultrasonic scanning, or 50% profile radiography in areas specified by a corrosion engineer or other knowledgeable specialist.
Fairly Effective	Nominally 20% visual examination and spot ultrasonic thickness measurements.	Nominally 20% coverage using automated or manual ultrasonic scanning, or profile radiography, and spot thickness measurements at areas specified by a corrosion engineer or other knowledgeable specialist.
Poorly Effective	No inspection.	Spot ultrasonic thickness measurements or profile radiography without areas being specified by a corrosion engineer or other knowledgeable specialist.
Ineffective	No inspection.	Spot ultrasonic thickness measurements without areas being specified by a corrosion engineer or other knowledgeable specialist.

Table G-7—Thinning Technical Module Subfactors

Number of Inspections	1					2					3					4					5					6				
	Inspection Effectiveness					Inspection Effectiveness					Inspection Effectiveness					Inspection Effectiveness					Inspection Effectiveness					Inspection Effectiveness				
ar/t	No Inspect.	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
0.10	2	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
0.12	6	5	3	2	1	4	2	1	1	3	1	1	1	2	1	1	1	2	1	1	1	2	1	1	1	1	1	1	1	
0.14	20	17	10	6	1	13	6	1	1	10	3	1	1	7	2	1	1	5	1	1	1	5	1	1	1	4	1	1	1	
0.16	90	70	50	20	3	50	20	4	1	40	10	1	1	30	5	1	1	20	2	1	1	20	2	1	1	14	1	1	1	
0.18	250	200	130	70	7	170	70	10	1	130	35	3	1	100	15	1	1	70	7	1	1	70	7	1	1	50	3	1	1	
0.20	400	300	210	110	15	290	120	20	1	260	60	5	1	180	20	2	1	120	10	1	1	120	10	1	1	100	6	1	1	
0.25	520	450	290	150	20	350	170	30	2	240	80	6	1	200	30	2	1	150	15	2	1	150	15	2	1	120	7	1	1	
0.30	650	550	400	200	30	400	200	40	4	320	110	9	2	240	50	4	2	180	25	3	2	180	25	3	2	150	10	2	2	
0.35	750	650	550	300	80	600	300	80	10	540	150	20	5	440	90	10	4	350	70	6	4	350	70	6	4	280	40	5	4	
0.40	900	800	700	400	130	700	400	120	30	600	200	50	10	500	140	20	8	400	110	10	8	400	110	10	8	350	90	9	8	
0.45	1050	900	810	500	200	800	500	160	40	700	270	60	20	600	200	30	15	500	160	20	15	500	160	20	15	400	130	20	15	
0.50	1200	1100	970	600	270	1000	600	200	60	900	360	80	40	800	270	50	40	700	210	40	40	700	210	40	40	600	180	40	40	
0.55	1350	1200	1130	700	350	1100	750	300	100	1000	500	130	90	900	350	100	90	800	260	90	90	800	260	90	90	700	240	90	90	
0.60	1500	1400	1250	850	500	1300	900	400	230	1200	620	250	210	1000	450	220	210	900	360	210	210	900	360	210	210	800	300	210	210	
0.65	1900	1700	1400	1000	700	1600	1105	670	530	1300	880	550	500	1200	700	530	500	1100	640	500	500	1100	640	500	500	1000	600	500	500	

**Instructions:**

1. Find the row with the calculated ar/t value or the next higher value, or interpolation may be used between rows.
2. Determine subfactor under appropriate column for number of inspections of the highest inspection effectiveness.

Table G-8—Guidelines for Determining the  
Overdesign Factor

MAWP/OP $T_{act} / (T_{act} - CA)$	Overdesign Factor
1.0 to 1.5	1.0
> 1.5	0.5





## LAMPIRAN D

### 1. Perhitungan Nilai Resiko Komponen *Lining Plate* pada *Stripper DA-101*

#### Bagian A: Perhitungan Laju Kebocoran

Part A	<b>RELEASE RATE CALCULATION</b>				
	<b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.</b>				
Step I	<b>CALCULATE RELEASE RATE</b>				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	Acid (Medium)			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	D			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	500,000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	B			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture

	detection and isolation systems.	40	30	20	0
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>
6.	Enter operating pressure	2503,7			<b>psia</b>
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	<b>Liquid</b>			
<b>LIQUID RELEASE RATE</b>					
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,332	5,318	85,088	1361,413
		<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>
<b>Step II</b>	<b>DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE</b>				
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	25.072	1.567	97,938	6,121
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>Min</b>	<b>min</b>
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	<b>cont.</b>	<b>cont.</b>	<b>inst.</b>	<b>inst.</b>
<b>DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE</b>					
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T <sub>NBP</sub>	212			<b>°F</b>

19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	Liquid			
20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneous liquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	40	30	0	0
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>
<b>DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS</b>					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated from from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	500,000			<b>lbs</b>

## Bagian B: Perhitungan Analisa Kemungkinan

<b>Part B</b>	<b>LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS</b>			
	<b>Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure</b>			
<b>Step I</b>	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter-2 as technical module subfactor (Line 11).			
<b>1.</b>	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			<b>Y</b>
	1b. HTHA (Y/N)			<b>N</b>
	1c. SCC (Y/N)			<b>N</b>
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
<b>2.</b>	Age of equipment in current service	20		
	2A. Estimated/measured corrosion rate	0,154		
	2B. Nelson Curve Temperature	-		

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	0,342		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	10		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	40		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	32	1	1
9.	Combined technical module subfactor	34		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	3		

## Bagian C2: Perhitungan Konsekuensi Keracunan

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a release of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	Acid (Medium)			
HOLE SIZES--->		$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,3324	5,318	0	0
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet. (See 7.9.5.4 for Ammonia)	60	30	10	0
		min	min	min	min
5.	For "continuous," see 9.9.5.4. Get the equation $A = cx^b$ and see Table 7.17 to get the constant of c and b	3,0818	54,557	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	1.000	10.000
		<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>
7.	For "instantaneous," see 7.9.5.4 for instantaneous and use equation $A=14.17x^{0.9011}$	0	0	7.155,99	56.986,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	3,0818	54,557	7.155,99	56.986,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>

## Bagian D: Perhitungan Resiko

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
HOLE SIZES---->		<sup>1</sup> / <sub>4</sub> in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	4.E-04	1.E-04	1.E-05	6.E-06
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	0,000156			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,256	0,641	0,064	0,038
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	0	0	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic	3,082	54,557	7.155,99	56.986,22



	Consequence Workbook, Part C.2)				
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0,7902	34,9724	458,717	2.191,777
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	0			<b>ft<sup>2</sup></b>
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	2.686,258			<b>ft<sup>2</sup></b>
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	D			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	3			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	MEDIUM-HIGH RISK			

## 2. Perhitungan Nilai Resiko Komponen *Tube* pada *Stripper DA-101*

### Bagian A: Perhitungan Laju Kebocoran

<b>Part A</b>	<b>RELEASE RATE CALCULATION</b>				
	<b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.</b>				
<b>Step I</b>	<b>CALCULATE RELEASE RATE</b>				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	Acid (Medium)			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	D			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	500,000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	B			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	<sup>1</sup> / <sub>4</sub> in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	-	0
		min	min	Min	min

6.	Enter operating pressure	2503,7	<b>psia</b>		
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	<b>Liquid</b>			
<b>LIQUID RELEASE RATE</b>					
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,332	5,318	-	80,473
		<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>
<b>Step II</b>	<b>DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE</b>				
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	25.072	1.567	-	103,555
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>Min</b>	<b>min</b>
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	<b>cont.</b>	<b>cont.</b>	-	<b>cont.</b>
<b>DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE</b>					
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T <sub>NBP</sub>	212	<b>°F</b>		
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	<b>Liquid</b>			

20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneousliquid, etc.)	CL	CL	-	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	40	30	-	0
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>
<b>DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS</b>					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated fromfrom Line 2a. This is the instantaneous release mass.	500,000			<b>lbs</b>

## Bagian B: Perhitungan Analisa Kemungkinan

<b>Part B</b>	<b>LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS</b>			
	<b>Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure</b>			
<b>Step I</b>	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).			
<b>1.</b>	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			<b>Y</b>
	1b. HTHA (Y/N)			<b>N</b>
	1c. SCC (Y/N)			<b>N</b>
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
<b>2.</b>	Age of equipment in current service	20		
	2A. Estimated/measured corrosion rate	0,041		
	2B. Nelson Curve Temperature	-		

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	0,256		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	10		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	7		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	5,6	1	1
9.	Combined technical module subfactor	7,6		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	2		

## Bagian C2: Perhitungan Konsekuensi Keracunan

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a release of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	Acid (Medium)			
HOLE SIZES--->		$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	-	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,332	5,318	-	80,473
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet. (See 7.9.5.4 for Ammonia)	60	30	-	0
		min	min	min	min
5.	For "continuous," see 9.9.5.4. Get the equation $A = cx^b$ and see Table 7.17 to get the constant of c and b	3,0818	54,557	-	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	-	10.000
		<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>
7.	For "instantaneous," see 7.9.5.4 for instantaneous and use equation $A=14.17x^{0.9011}$	0	0	-	56.986,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	3,082	54,557	-	56.986,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>



**Bagian D: Perhitungan Resiko**

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
HOLE SIZES--->		<sup>1</sup> / <sub>4</sub> in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	4.E-04	1.E-04	-	6.E-06
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	0,000146			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,274	0,685	-	0,041
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	0	0	-	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	-	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence	3,082	54,557	-	60.145

	Workbook, Part C.2)				
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0,8443	37,3678	-	2.314,89
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	0			<b>ft<sup>2</sup></b>
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	2.380,112			<b>ft<sup>2</sup></b>
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	D			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	2			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	MEDIUM RISK			

### 3. Perhitungan Nilai Resiko Komponen *Swirl* pada *Stripper DA-101*

#### Bagian A: Perhitungan Laju Kebocoran

<b>Part A</b>	<b>RELEASE RATE CALCULATION</b>				
	<b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.</b>				
<b>Step I</b>	<b>CALCULATE RELEASE RATE</b>				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	Acid (Medium)			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	D			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	500,000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	B			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	20	0
		min	min	Min	min

6.	Enter operating pressure	2503,7	<b>psia</b>		
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	<b>Liquid</b>			
<b>LIQUID RELEASE RATE</b>					
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,332	5,318	85,088	85,941
		<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>	<b>lb/sec</b>
<b>Step II</b>	<b>DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE</b>				
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	25.072	1.567	97,938	96,966
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	<b>cont.</b>	<b>cont.</b>	<b>inst.</b>	<b>inst.</b>
<b>DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE</b>					
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T <sub>NBP</sub>	212	<b>°F</b>		
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	<b>Liquid</b>			

20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneousliquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	40	30	0	0
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>
<b>DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS</b>					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated fromfrom Line 2a. This is the instantaneous release mass.	500,000			<b>lbs</b>

## Bagian B: Perhitungan Analisa Kemungkinan

<b>Part B</b>	<b>LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS</b>			
	<b>Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure</b>			
<b>Step I</b>	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter-2 as technical module subfactor (Line 11).			
<b>1.</b>	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			<b>Y</b>
	1b. HTHA (Y/N)			<b>N</b>
	1c. SCC (Y/N)			<b>N</b>
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
<b>2.</b>	Age of equipment in current service		7	
	2A. Estimated/measured corrosion rate		0,051	
	2B. Nelson Curve Temperature		-	

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	0,051		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	3		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	1		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	0,8	1	1
9.	Combined technical module subfactor	2,8		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	2		

## Bagian C2: Perhitungan Konsekuensi Keracunan

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a release of HF or H <sub>2</sub> S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H <sub>2</sub> S.	Acid (Medium)			
HOLE SIZES--->		<sup>1</sup> / <sub>4</sub> in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,332	5,318	85,088	84,941
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet. (See 7.9.5.4 for Ammonia)	60	30	10	0
		min	min	min	min
5.	For "continuous," see 9.9.5.4. Get the equation $A = cx^b$ and see Table 7.17 to get the constant of c and b	3,0818	54,557	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>



6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	1.000	10.000
		<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>
7.	For "instantaneous," see 7.9.5.4 for instantaneous and use equation $A=14.17x^{0.9011}$	0	0	7.155,992	56.986,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	3,0818	54,557	7.155,992	56.986,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>

**Bagian D: Perhitungan Resiko**

<b>Part D</b>	<b>RISK CALCULATIONS</b>				
	<b>Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment</b>				
HOLE SIZES--->		<b><sup>1</sup>/<sub>4</sub> in.</b>	<b>1 in.</b>	<b>4 in.</b>	<b>Rupture</b>
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	4.E-04	1.E-04	1.E-05	6.E-06
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	0,000156			<b>/yr</b>
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,274	0,685	0,064	0,038
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	0	0	0	0
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>

6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2)	3,0818	54,557	7.155,992	56.986,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0,790	34,972	458,717	2.191,778
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	0			<b>ft<sup>2</sup></b>
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	2.686,258			<b>ft<sup>2</sup></b>
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	D			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	2			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	MEDIUM RISK			

#### 4. Perhitungan Nilai Resiko Komponen *Distributor Plate* pada *Stripper DA-101*

##### Bagian A: Perhitungan Laju Kebocoran

<b>Part A</b>	<b>RELEASE RATE CALCULATION</b>				
	<b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.</b>				
<b>Step I</b>	<b>CALCULATE RELEASE RATE</b>				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	Acid (Medium)			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	D			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	500,000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	B			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	20	0
		min	min	min	min

6.	Enter operating pressure	2503,7				psia
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Liquid				
<b>LIQUID RELEASE RATE</b>						
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,332	5,318	85,088	1361,413	
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec	
<b>Step II</b>	<b>DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE</b>					
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	25.072	1.567	97,937	6,121	
		min	min	Min	min	
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	cont.	cont.	inst.	inst.	
<b>DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE</b>						
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T <sub>NBP</sub>	212				°F
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	Liquid				

20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneous liquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	40	30	0	0
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>
<b>DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS</b>					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated from from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	500,000			<b>lbs</b>

## Bagian B: Perhitungan Analisa Kemungkinan

<b>Part B</b>	<b>LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS</b>			
	<b>Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure</b>			
<b>Step I</b>	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter-2 as technical module subfactor (Line 11).			
<b>1.</b>	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			<b>Y</b>
	1b. HTHA (Y/N)			<b>N</b>
	1c. SCC (Y/N)			<b>N</b>
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
<b>2.</b>	Age of equipment in current service		2	
	2A. Estimated/measured corrosion rate		0,128	
	2B. Nelson Curve Temperature		-	

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	0,028		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	1		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	1		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	0,8	1	1
9.	Combined technical module subfactor	2,8		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	2		



## Bagian C2: Perhitungan Konsekuensi Keracunan

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a release of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	Acid (High)			
HOLE SIZES--->		$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,332	5,318	85,088	1361,413
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet. (See 7.9.5.4 for Ammonia)	60	30	10	0
		min	min	min	min
5.	For "continuous," see 9.9.5.4. Get the equation $A = cx^b$ and see Table 7.17 to get the constant of c and b	3,0818	54,557	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	1.000	10.000
		<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>
7.	For "instantaneous," see 7.9.5.4 for instantaneous and use equation $A=14.17x^{0.9011}$	0	0	7.155,99	56.982,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	3,0818	54,557	7.155,99	56.982,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>

**Bagian D: Perhitungan Resiko**

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
HOLE SIZES---->		<sup>1</sup> / <sub>4</sub> in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	4.E-04	1.E-04	1.E-05	6.E-06
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	0,000156			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,256	0,641	0,064	0,038
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	0	0	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic	3,0818	54,557	7.155,99	56.982,22

	Consequence Workbook, Part C.2)				
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0,7902	34,9724	458,717	2.191,777
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	0			<b>ft<sup>2</sup></b>
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	2.686,258			<b>ft<sup>2</sup></b>
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	D			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	2			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	MEDIUM RISK			

## 5. Perhitungan Nilai Resiko Komponen *Sieve Tray* pada *Stripper DA-101*

### Bagian A: Perhitungan Laju Kebocoran

<b>Part A</b>	<b>RELEASE RATE CALCULATION</b>				
	<b>Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.</b>				
<b>Step I</b>	<b>CALCULATE RELEASE RATE</b>				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	Acid (Medium)			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	D			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	500,000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	B			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	20	0
		min	min	min	min

6.	Enter operating pressure	2503,7				psia
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Liquid				
<b>LIQUID RELEASE RATE</b>						
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,332	5,318	85,088	1361,413	
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec	
<b>Step II</b>	<b>DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE</b>					
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	25.072	1.567	97,937	6,121	
		min	min	Min	min	
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	cont.	cont.	inst.	inst.	
<b>DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE</b>						
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T <sub>NBP</sub>	212				°F
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	Liquid				

20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneous liquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	40	30	0	0
		<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>	<b>min</b>
<b>DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS</b>					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated from from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	500,000			<b>lbs</b>

## Bagian B: Perhitungan Analisa Kemungkinan

<b>Part B</b>	<b>LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS</b>			
	<b>Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure</b>			
<b>Step I</b>	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter-2 as technical module subfactor (Line 11).			
<b>1.</b>	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			<b>Y</b>
	1b. HTHA (Y/N)			<b>N</b>
	1c. SCC (Y/N)			<b>N</b>
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
<b>2.</b>	Age of equipment in current service		2	
	2A. Estimated/measured corrosion rate		0,055	
	2B. Nelson Curve Temperature		-	



	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	0,016		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	1		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	1		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	0,8	1	1
9.	Combined technical module subfactor	2,8		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	2		

**Bagian C2: Perhitungan Konsekuensi Keracunan**

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a realease of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	Acid (Medium)			
HOLE SIZES--->		<sup>1</sup> / <sub>4</sub> in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,3324	5,318	0	0
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet. (See 7.9.5.4 for Ammonia)	60	30	10	0
		min	min	min	min
5.	For "continous," see 9.9.5.4. Get the equation $A = cx^b$ and see Table 7.17 to get the constant of c and b	3,0818	54,557	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	1.000	10.000
		<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>	<b>lb</b>
7.	For "instantaneous," see 7.9.5.4 for instantaneous and use equation $A=14.17x^{0.9011}$	0	0	7.155,99	56.982,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	3,0818	54,557	7.155,99	56.982,22
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>

**Bagian D: Perhitungan Resiko**

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
HOLE SIZES---->		<sup>1</sup> / <sub>4</sub> in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	4.E-04	1.E-04	1.E-05	6.E-06
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	0,000156			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,256	0,641	0,064	0,038
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	0	0	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic	3,082	54,557	7.155,99	56.986,22

	Consequence Workbook, Part C.2)				
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0,7902	34,9724	458,717	2.191,777
		<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>	<b>ft<sup>2</sup></b>
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	0			<b>ft<sup>2</sup></b>
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	2.686,258			<b>ft<sup>2</sup></b>
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	D			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	2			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	MEDIUM RISK			

**LAMPIRAN E**  
**PERHITUNGAN TABEL 4.13 dan 4.14**

**1. *Lining Plate***

**a. Laju Korosi**

$$CR = \frac{t_{initial} - t_{required}}{time} = \frac{9 - 5,92}{20} = 0,154 \text{ mm/y}$$

**b. Konstanta Reduksi**

$$a \frac{r}{t} = 20 \frac{0,154}{9} = 0,342$$

**2. *Tube***

**a. Laju Korosi**

$$CR = \frac{t_{initial} - t_{required}}{time} = \frac{3,2 - 2,375}{20} = 0,041 \text{ mm/y}$$

**b. Konstanta Reduksi**

$$a \frac{r}{t} = 20 \frac{0,041}{3,2} = 0,256$$

**3. *Swirl***

**a. Laju Korosi**

Diameter Awal : 2,8 mm

Diameter *Required*: 3,5 mm

Tebal : 7,0 mm

Diameter 2012 : 3,3 mm

Diameter 2014 : 3,5 mm

Luas yang Terkorosi :

$$A = \pi dt = 3,14 \times 3,3 \times 7 = 72,534 \text{ m}^2$$

Volume yang Hilang :

$$\begin{aligned} V &= V_{2014} - V_{2012} = (r_{2014}^2 - r_{2012}^2)\pi t \\ &= (1,75^2 - 1,65^2)3,14 \times 7 \\ &= 7,4632 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

Waktu (2 Th) :

$$t = 2 \times 365 \times 24 = 17520 \text{ jam}$$

Penurunan Rumus CR

$$CR = \frac{k \times W}{D \times A \times t}, \text{ dimana } W = m \text{ dan } D = m/v, \text{ maka}$$

$$CR = \frac{k \times V}{A \times t}, \text{ jadi}$$

$$\begin{aligned} CR &= \frac{k \times V}{A \times t} = \frac{(8,67 \times 10^4) \times (7,4632 \times 10^{-3})}{(72,534 \times 10^{-2}) \times (17520)} \\ &= 0,051 \text{ mm/y} \end{aligned}$$

**b. Konstanta Reduksi**

$$a \frac{r}{t} = 7 \frac{0,051}{7} = 0,051$$

**4. Distributor Plate**

**a. Laju Korosi**

Diameter Awal : 3,0 mm

Diameter *Required*: 3,7 mm

Tebal : 9,0 mm

Diameter 2012 : 3,0 mm

Diameter 2014 : 3,48 mm

Luas yang Terkorosi :

$$A = \pi dt = 3,14 \times 3 \times 9 = 84,78 \text{ m}^2$$

Volume yang Hilang :

$$\begin{aligned} V &= V_{2014} - V_{2012} = (r_{2014}^2 - r_{2012}^2) \pi t \\ &= (1,74^2 - 1,50^2) 3,14 \times 9 \\ &= 21,9749 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

Waktu (2 Th) :

$$t = 2 \times 365 \times 24 = 17520 \text{ jam}$$

Penurunan Rumus CR



$$CR = \frac{k \times W}{D \times A \times t}, \text{ dimana } W = m \text{ dan } D = m/v, \text{ maka}$$

$$CR = \frac{k \times V}{A \times t}, \text{ jadi}$$

$$CR = \frac{k \times V}{A \times t} = \frac{(8,67 \times 10^4) \times (21,9749 \times 10^{-3})}{(72,534 \times 10^{-2}) \times (17520)}$$

$$= 0,128 \text{ mm/y}$$

**b. Konstanta Reduksi**

$$a \frac{r}{t} = 2 \frac{0,128}{3} = 0,085$$

**5. Sieve Tray**

**a. Laju Korosi**

Diameter Awal : 6,0 mm

Diameter *Required*: 7,3 mm

Tebal : 7,0 mm

Diameter 2012 : 6,0 mm

Diameter 2014 : 6,22 mm

Luas yang Terkorosi :

$$A = \pi dt = 3,14 \times 6 \times 7 = 131,88 \text{ m}^2$$

Volume yang Hilang :

$$\begin{aligned} V &= V_{2014} - V_{2012} = (r_{2014}^2 - r_{2012}^2)\pi t \\ &= (3,11^2 - 3,00^2)3,14 \times 7 \\ &= 14,7728 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

Waktu (2 Th) :

$$t = 2 \times 365 \times 24 = 17520 \text{ jam}$$

Penurunan Rumus CR

$$CR = \frac{k \times W}{D \times A \times t}, \text{ dimana } W = m \text{ dan } D = m/v, \text{ maka}$$

$$CR = \frac{k \times V}{A \times t}, \text{ jadi}$$

$$\begin{aligned} CR &= \frac{k \times V}{A \times t} = \frac{(8,67 \times 10^4) \times (14,7728 \times 10^{-3})}{(131,88 \times 10^{-2}) \times (17520)} \\ &= 0,055 \text{ mm/y} \end{aligned}$$

#### b. Konstanta Reduksi

$$a \frac{r}{t} = 2 \frac{0,055}{37} = 0,016$$

## BIODATA PENULIS



Penulis bernama Hendriya Binawa Gana dan lahir pada tanggal 19 Juli 1993 di Malang. Penulis merupakan anak kedua dari dua bersaudara. Anak dari pasangan Hery Prayitno dan Sulistiningsih ini melakukan studi formal bermula pada SD Taman Siswa Turen, SMP Negeri 1 Turen, SMA Negeri 1 Malang dan sampai sekarang pada Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS Surabaya pada tahun 2011 melalui jalur SNMPTN Undangan. Pada tahun 2012-2014 penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan. Pada tahun 2012-2013 penulis menjadi Staff Departemen Pengabdian Masyarakat HMMT FTI-ITS. Pada tahun 2013-2014 penulis menjadi Kepala Biro Multimedia Departemen Media dan Informasi HMMT FTI-ITS. Penulis juga aktif di kegiatan lain seperti Earth Hour Surabaya. Keahlian lain dibidang desain grafis membuat penulis pernah meraih bebearapa penghargaan. Penulis juga hobi *traveling* dan fotografi. Pada pertengahan 2014, penulis melakukan kerja praktek di salah satu perusahaan EPC, yaitu PT McDermott Indonesia dengan fokus *welding science*. Penulis mengambil tugas akhir dalam bidang korosi dan kegagalan material yang lebih khusus membahas tentang inspeksi berbasis resiko pada perusahaan PT. Petrokimia Gresik. Penulis memiliki email dan nomor handphone yang dapat dihubungi yaitu [hendriyabinawa@gmail.com](mailto:hendriyabinawa@gmail.com) / 0822-3418-3413.